

# Reduktion av NO<sub>x</sub>-utsläpp från biooljeeldade hetvattenpannor på Gunneshövdaren

by

Jasmin Aspen

Institutionen för Kemiteknik  
Lunds Universitet  
April 2016

Handledare: **Professor Emeritus Ingemar Odenbrand**  
Biträdande handledare: **Martin Gierow, Kraftringen**  
Examinator: **Docent Christian Hulteberg**

---

**Postal address**

P.O. Box 124  
SE-221 00 Lund, Sweden

**Web address**

[www.chemeng.lth.se](http://www.chemeng.lth.se)

**Visiting address**

Naturvetarvägen 14

**Telephone**

+46 46-222 82 85

+46 46-222 00 00

**Telefax**

+46 46-222 45 26

# Förord

Denna rapport är resultatet av mitt examensarbete som genomförts under november 2015-april 2016 och som också utgör slutet på min civilingenjörsutbildning inom kemiteknik med processdesigninriktning på Lunds tekniska högskola (LTH). Examensarbete har utförts i samarbete med Krafringen i Lund.

I första hand vill jag säga tack till Krafringen som erbjudit en trevlig och inspirerade arbetsplats. Jag vill också rikta ett speciellt stort tack till min handledare på företaget, Martin Gierow, som har varit en stor hjälp och stöd under examensarbetets gång och funnits där för att svara på frågor och tillhandahålla material som varit nödvändigt för att genomföra arbetet. Ett stort tack också till alla andra på Krafringen som under arbetets gång har ställt upp med kunskap eller en hjälpande hand i mitt arbete och experimentella mätningar.

Jasmin  
April 2016

# Abstract

New regulations regarding emissions of air pollutants came into force as of January 1<sup>st</sup> 2016 in Sweden. The regulations are found in “The Regulation on Large Combustion Plants” SFS 2013:252. The regulation contained stricter regulations of NO<sub>x</sub> emissions which affected the energy company Krafringen and their three biooil-fueled boilers, at the heating plant Gunnesboverket, that are used for producing heat for the district heating network in Lund. The new adopted regulations require the plant to reduce their NO<sub>x</sub> emissions before December 31<sup>st</sup> 2023 when the exemption given for the boilers ends and the regulations are due to take effect. To reduce the emissions, the company wanted to study the NO<sub>x</sub>-control technology Selective Non-Catalytic Reduction (SNCR), in the form of this master thesis, to decide if it is a technical and economical viable way to reduce the NO<sub>x</sub> emissions.

SNCR involves injection a reducing agent into the flue gas stream where the reagent reacts selectively with NO<sub>x</sub> to form primarily nitrogen and water. The NO<sub>x</sub> reducing technology was studied theoretically as well as experimentally. Part of the project involved experimentally measuring the flue gas temperature since the SNCR-reactions only occur in a specific temperature range.

The flue gas temperature was measured at three boiler loads; minimum load (15 MW), intermediate load (30 MW) as well as maximum load (50 MW). The measurements revealed that the flue gas temperature was in the optimal temperature range (which is 850-1,100 °C when ammonia is used as the reagent) only at the minimum load and around 200-300 °C to high at the intermediate load and more than 400-500 °C to high at the maximum load studied. The flue gas measurements also showed large temperature variations and imbalances across the cross-section area, especially at the lower loads, due to the boiler and burner construction. Imbalances in the temperature can have a negative impact on the consumption of reagent and unreacted ammonia (NH<sub>3</sub>-slip) passing the system. The reagent also requires sufficient residence time in the optimum reduction temperature. The residence time, estimated theoretically, was 1.23–5.83 seconds (at high load and low load respectively) in the whole boiler volume, which means that the residence time in the optimum temperature range is less.

Even though the optimum temperature range did not exist within the boiler the costs of an SNCR retrofit for the boilers was estimated if for example modifications to the boiler was made to enable SNCR. Costs for SNCR equipment as well as annual costs were estimated and the results showed that the total equipment cost would be around 2.5 Mkr and the annual costs around 170,000 kr if the ”worst case scenario” was assumed in regards to NO<sub>x</sub> emissions and reagent consumption. A cost-benefit-analysis also showed that the investment would not be beneficial, which is predictable since the investment has no additional proceeds except for the lowered NO<sub>x</sub> emission charge.



# Sammanfattning

Den 1 januari 2016 skärptes kraven för luftutsläpp från förbränningsanläggningar genom Förordningen (2013:252) om stora förbränningsanläggningar. I förordningen skärptes bland annat kraven för utsläpp av kväveoxider,  $\text{NO}_x$ . Till följd av de skärpta kraven berördes Krafringens produktionsanläggning Gunnesboverket. På anläggningen finns tre biooljeeldade hetvattenpannor för fjärrvärmeproduktion där utsläppskraven för  $\text{NO}_x$  i dagsläget inte uppnås. Företaget har sökt och fått dispens från utsläppskraven fram till 31 december 2023 då kraven i förordningen måste uppfyllas. För att minska utsläppen ville Krafringen i form av detta examensarbete undersöka möjligheterna att använda tekniken selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR) som en åtgärd på problemet, tekniskt samt ekonomiskt.

SNCR är en form av rökgasrening som innebär att en reduktionskemikalie sprutas in direkt i rökgaserna där reduktionskemikalien reagerar med  $\text{NO}_x$  och reducerar  $\text{NO}_x$  till kväve och vatten. Reduktionstekniken utreddes tekniskt genom bestämning av viktiga processparametrar för SNCR, teoretiskt samt experimentellt. En större del av examensarbetet gick ut på att experimentellt bestämma rökgastemperaturprofilen i en av pannorna eftersom reduktionsreaktionerna endast sker selektivt inom ett snävt temperaturfönster och temperaturerna i dagsläget är helt okända.

Rökgastemperaturerna undersöks under tre lastfall; låg last (15 MW), mellanlast (30 MW) och hög last (50 MW). Utredningen visade att rökgastemperaturen bara ligger inom rätt temperaturintervall för SNCR (ca 850-1100 °C för ammoniak som har varit den reduktionskemikalie denna studie har fokuserat på) vid lägsta last och är ca 200-300 °C för höga än den optimala temperaturen vid mellanlast och mer än 400-500 °C för höga än den optimala temperaturen vid högsta last. Temperaturprofilen över tvärsnittet visade sig också vara väldigt ojämn vilket utgör ytterligare ett problem vid en eventuell SNCR installation och vart reduktionskemikalien skall sprutas in för att möjliggöra att den reagera i det optimala temperaturintervallet. Temperaturobalans orsakar otillräcklig reduktion i områden med låg temperatur och högre reduktion i områden med rätt temperatur vilket kan ha en negativ effekt på reduktionskemikalieförbrukningen och hur mycket oreagerat ammoniak ( $\text{NH}_3$ -slip) som passerar systemet. Även uppehållstiden som är en viktig parameter för hur effektiv reduktion som erhålls visade sig vara låg, mellan 1,23–5,83 sekunder vid hög respektive låg last vilket innebär att uppehållstiden i volymen med rätt temperatur kommer att vara kortare än detta.

Kostnaderna för en SNCR-installation togs också fram för att se huruvida det var ekonomisk optimal lösning. Detta gjordes trots att rätt temperaturintervall saknas i pannorna ifall pannorna eventuellt modifieras för att möjliggöra SNCR. Även en investeringsbedömning togs fram. Kostnader för utrustning som ingår in en SNCR-process samt årliga kostnader relaterad till processen uppskattades för en panna. Den totala kostnaden för utrustningen uppskattades till ca 2,5 Mkr, de årliga kostnaderna uppskattades till ca 170 000 kr, antaget värsta möjliga fall i form av  $\text{NO}_x$  utsläpp och kemikalieförbrukning. Investeringen visade sig inte lönsam som förväntat då den enda intäkten som tillkommer är minskningen av  $\text{NO}_x$  avgiften vid minskade utsläpp.



# Innehållsförteckning

<b>Förord</b> .....	1
<b>Abstract</b> .....	2
<b>Sammanfattning</b> .....	4
1 Bakgrund .....	1
1.1 Syfte .....	1
1.2 Metodik .....	2
1.3 Avgränsningar .....	2
1.4 Disposition .....	2
2 NO <sub>x</sub> bildning och reduktion .....	4
2.1 NO <sub>x</sub> problemet och utsläppskrav .....	4
2.2 NO <sub>x</sub> bildning .....	7
2.3 NO <sub>x</sub> reduktion .....	10
3 Anläggningsbeskrivning .....	19
3.1 Krafringen och Krafringens fjärrvärmeproduktion .....	19
3.2 Hetvattenpannorna på Gunnesboverket .....	19
4 Bestämning av processparametrar .....	34
4.1 Experimentella rögastemperaturmätningar .....	34
4.2 Beräkning av teoretisk uppehållstid .....	40
5 Resultat .....	41
5.1 Rögastemperaturmätningar .....	41
5.2 Teoretisk uppehållstid .....	50
5.3 SNCR processutformning .....	50
5.4 Ekonomisk analys .....	55
6 Slutsats och framtida studier .....	58
7 Litteraturförteckning .....	62
Appendix A .....	65
Appendix B .....	66
Appendix C .....	67
Appendix D .....	72
Appendix E .....	73
Appendix F .....	76
Appendix G .....	79

# 1 Bakgrund

Alla förbränningsprocesser genererar föreningar så som kväveoxider, koloxider och svaveloxider samt partiklar m.m. som är en del av rökgaserna och släpps ut via skorsten till atmosfären. Dessa rökgaskomponenter är luftförorenande och i många fall skadliga för både miljö och människors hälsa och därför finns regler för att begränsa och kontrollera utsläppen.

Kväveoxider är en gemensam benämning på föreningar mellan kväve och syre. Inom luftföroreningar och liknande områden avser kväveoxider  $\text{NO}_x$  ( $\text{NO}$  och  $\text{NO}_2$ ). Utsläpp av kväveoxider är ett miljö- och hälsoproblem eftersom de bland annat bidrar till övergödningen, försurningen och bildningen av marknära ozon.

Förbränningsanläggningar för el- och värmeproduktion är en av de största källorna för utsläpp av kväveoxider. Med tiden har lagar och regler för luftförorenade industriutsläpp blivit strängare för att motverka skador från utsläppen och förbättra luftkvalitén. Striktare miljöbestämmelser angående luftutsläpp kräver följaktligen att förbränningsanläggningar tvingas anpassa sig därefter vilket i många fall betyder att de behöver vidta ytterligare utsläpps begränsande åtgärder för att minska sina utsläpp och klara de höga krav som ställs. Det finns flera sätt att minska och begränsa förekomsten av luftföroreningar, t.ex. genom användning av modernare teknik och förbättrade processer. Hur mycket  $\text{NO}_x$  som bildas i en förbränningsanläggning beror av förbränningsprocessen, anläggningsutformning, samt kvävehalten i bränslet. För att minska utsläppen av  $\text{NO}_x$  finns en rad olika åtgärder som antingen syftar till att förändra förbränningsprocessen och således minska uppkomsten av  $\text{NO}_x$ , eller reningstekniker som syftar till att rena bort  $\text{NO}_x$  som redan har bildats.

Kraftringen är ett energiföretag som har ett flertal olika anläggningar för produktion av el, gas och fjärrvärme. På Kraftringens produktionsanläggning Gunnesboverket i Lund finns tre biooljeeldade hetvattenpannor för produktion av värme till fjärrvärmenätet där de nya utsläppskraven för  $\text{NO}_x$  i dagsläget inte uppnås. För att försöka minska utsläppen av  $\text{NO}_x$  vill Kraftringen i form av detta examensarbete undersöka möjligheten att använda tekniken selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR) som åtgärd på sina hetvattenpannor. SNCR är en form av rökgasrening för att försöka rena bort  $\text{NO}_x$  i rökgaserna med hjälp av en reduktionskemikalie som reagerar selektivt med  $\text{NO}_x$ , i närvaro av syrgas, och bildar de ofarliga föreningarna kväve och vatten.

## 1.1 Syfte

Syftet med examensarbetet är att undersöka om det är möjligt att använda selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR) för att minska  $\text{NO}_x$ -utsläppen från tre biooljeeldade hetvattenpannorna på Kraftringens produktionsanläggning Gunnesboverket för att klara de kommande skärpningarna av utsläppsgränser. De senaste bestämmelserna för utsläpp från förbränningsanläggningar hittas i Förordningen för stora förbränningsanläggningar (SFS 2013:252) som trädde i kraft 1 januari 2016. Kraftringen har sökt och fått dispens fram till 31 december 2023 då kraven i förordningen måste uppfyllas. För att undersöka om det är tekniskt möjligt att implementera på befintliga pannor måste rökgastemperaturprofilen i pannorna bestämmas. Även investerings- och driftskostnader för en eventuell SNCR-installation skall tas fram för att bedöma om det är en ekonomisk optimal lösning.



## 1.2 Metodik

Som ett första steg i examensarbetet görs en litteraturstudie för att sammanställa vad som tidigare gjorts inom det studerade området. Detta innebär sökning och sammanställning av vetenskapliga artiklar och litteratur inom  $\text{NO}_x$  reduktion och särskilt tekniken selektiv icke-katalytisk reduktion. Fokus ligger på att förstå de processparametrar som är avgörande för en effektiv reduktion vid användandet av tekniken. Även en kartläggning av den/de aktuella pannan/pannorna och dess utsläpp och de nya utsläppsmål som behöver uppfyllas genomförs för att dra slutsatser om  $\text{NO}_x$ -utsläppens uppkomst och vilka reduktioner som krävs.

För att bedöma de tekniska förutsättningarna för SNCR på pannorna på Gunnesboverket bestäms de processparametrar som är viktigast för effektiviteten av reduktionen, antingen teoretisk med hjälp av uppskattningar av dessa, eller experimentellt. Experimentellt bestäms temperaturprofilen för pannorna med hjälp av rökgastemperaturmätningar. Teoretiskt bestäms bland annat uppehållstiden för rökgaserna i pannorna utifrån elementaranalyser av bränslet.

Resultaten som fås genom litteraturstudien och de experimentella försöken används sedan som underlag för att bedöma ifall det är tekniskt möjligt att implementera SNCR på Gunnesbopannorna och hur en eventuell installation skulle designas och kosta.

## 1.3 Avgränsningar

Eftersom projektet är genomfört som ett examensarbete finns där en tidsbegränsning på projektet. Examensarbetet skall motsvara 20 veckors heltidsstudier vilket har varit tidsramen för detta projekt.

För att begränsa och reducera  $\text{NO}_x$ -utsläpp från förbränningsanläggningar är flera åtgärder tillgängliga. I detta examensarbete undersökts dock bara de sekundära åtgärderna dvs. åtgärder för att försöka rena bort  $\text{NO}_x$  som redan har bildats och finns i rökgaserna, specifikt genom selektiv icke-katalytisk reduktion, medan primära åtgärder dvs. åtgärder för att begränsa uppkomsten av  $\text{NO}_x$ , genom att ändra förbränningsprocessen, är utanför denna studie.

Driften av pannorna de närmsta åren är bara interna uppskattningar och används för att besluta vilken av pannorna som bör studeras i första hand och vilka laster denna studie skall baseras på.

Kostnadsanalyserna för denna studie är baserade på implementering av SNCR på existerande pannor. Utvärderingarna fokuserar främst på ammoniak som reduktionskemikalie vid en eventuell SNCR-installation på Gunnesbopannorna då Krafringen redan har upphandlade avtal med leverantörer och erfarenhet av hanteringen av ammoniak.

## 1.4 Disposition

Rapporten inleds i kapitel 2 med en teoretisk beskrivning de problem  $\text{NO}_x$ -utsläpp orsakar, i form av miljö- och hälsoproblem, och drivkrafter för reduktion av dessa, genom lagar, regler och styrmedel som finns. Även de olika bildningsprocesserna för  $\text{NO}_x$  i förbränningsprocesser presenteras. De åtgärder, förbränningstekniska samt reningstekniska, som kan tillämpas i förbränningsprocesser för att reducera utsläppen av  $\text{NO}_x$  går också igenom. I detta kapitel presenteras tekniken selektiv icke-katalytisk reduktion i detalj och vilka faktorer som påverkar hur effektiv reduktion som erhålls med denna. I kapitel 3 beskrivs Gunnesboverket och hetvattenpannorna, och de  $\text{NO}_x$ -utsläpp de orsakar. Ett antal slutsatser om uppkomsten bakom

utsläppen dras och kostnaderna de har och kommer orsaka i form av  $\text{NO}_x$  avgiften. I kapitel 4 beskrivs de experimentella försök som har genomförts för att bestämma rökstemperaturprofilen. Metoder för att beräkna andra viktiga processparametrar beskrivs också här. I kapitel 5 presenteras resultaten av rökstemperaturmätningarna och beräkningarna av uppehållstiden. Det beskrivs också teoretiskt hur ett SNCR system kan utformas och hur ett SNCR system på Gunnesboverket skulle utformas. En ekonomisk analys och investeringsbedömning av SNCR processen på Gunnesboverket görs också. Avslutningsvis tas de viktigaste slutsatserna och framtida studier upp i kapitel 6.

## 2 NO<sub>x</sub> bildning och reduktion

Alla förbränningsprocesser ger upphov till kväveoxidföreningar och följaktligen utsläpp till atmosfären. NO<sub>x</sub> är samlingsnamnet på kväveoxid (NO) och kvävedioxid (NO<sub>2</sub>). Kväveoxiderna är generellt oönskade då de bidrar till flertalet miljö- och hälsoproblem. På grund av föreningarnas negativa effekter finns regler för att begränsa och minska luftutsläppen. Utsläppen av NO<sub>x</sub> från förbränningsanläggningar regleras genom förordningar i svensk lagstiftning. För att uppnå utsläppsmålen vidtar anläggningar utsläppsminskande åtgärder för att förebygga och/eller begränsa utsläppen.

### 2.1 NO<sub>x</sub> problemet och utsläppskrav

Sverige har flera klimatmål att förhålla sig till: UNFCCC genom Kyotoprotokollet, EU:s klimatpolitiska mål och det nationella utsläppsminskningmålet. Dessa är utgångspunkten för den svenska klimatpolitiken. Den svenska klimatpolitiken innehåller mål, nationella styrmedel och styrmedel som är gemensamma för hela EU. De svenska utsläppsbestämmelserna hittas i förordningar utfärdade av den svenska regeringen. Lagarna har ofta sin grund i EU-direktiv som Sverige är skyldig att införliva i sin nationella lagstiftning. Utsläppen av luftföroreningar från förbränningsanläggningar regleras genom EU:s industriutsläppsdirektiv. Införandet av EU:s Industriutsläppsdirektiv (2010/75/EU), som trädde i kraft den 7 januari 2013, gav således upphov till en rad nya och ändrade förordningar i svensk lagstiftning. De delar som berör förbränningsanläggningar genomfördes i Förordningen (2013:252) om stora förbränningsanläggningar. I förordningen skärps kraven för utsläpp av NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> och stoft. Ett nationellt styrmedel som påverkar anläggningar med produktion av el- och värme är kväveoxidavgiften, NO<sub>x</sub> avgiften, vars syfte är att öka möjligheterna att nå miljömålen genom att skapa en ekonomisk drivkraft till utsläppsminskningar.

#### 2.1.1 Miljö- och hälsoeffekter

Kväveoxiderna har negativ effekt på såväl miljön och människor, främst pga. av deras reaktivitet. NO<sub>x</sub> är giftiga och mycket reaktiva gaser. På grund av sin reaktivitet har NO<sub>x</sub> (dvs. NO<sub>2</sub> och NO) relativt kort livstid i atmosfären (timmar till dagar) [1]. När NO<sub>x</sub>, som huvudsakligen utgörs av NO, släpps ut i atmosfären oxideras NO snabbt till NO<sub>2</sub>.

Kväveoxiderna bidrar till flera miljöproblem så som försurning, övergödning och marknära ozon. När NO<sub>2</sub> reagerar med vatten bildas syror (salpetersyra, HNO<sub>3</sub> och salpetersyrilighet, HNO<sub>2</sub>) som hamnar i regnet och slutligen i mark och sjöar [2]. Salpetersyran är både försurande och gödande. Salpetersyran löses upp i vatten till en vätejon (H<sup>+</sup>), som försurar, och en nitrat jon (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>), som bidrar till övergödningen. Det är också skadligt för människor att andas in större mängder NO<sub>2</sub> eftersom det kan irritera och orsaka skador på andningsorganen.

NO<sub>2</sub> reagerar även med föreningar i atmosfären och bildar ozon och andra fotokemiska oxidanter [3]. Ozon är en växthusgas och dessutom giftig [3]. Ozon finns i både stratosfären och troposfären. Ozon finns i naturligt i stratosfären där den är viktig eftersom den blockerar ut skadlig UV-stålning. Ozonet som bildas i troposfären (marknära ozon dvs. i luften vi andas) ger dock upphov till flertalet hälso- samt miljöeffekter. Marknära ozon påverkar växter genom att störa ämnesomsättningen och påskynda åldrandet. På människan verkar marknära ozon irriterande på luftvägar och slemhinnor i ögon [4]. Marknära ozon (O<sub>3</sub>) bildas av reaktioner mellan kväveoxider och flyktiga organiska föreningar (VOC) i luften under inverkan av solljuset (UV-ljus). Marknära ozon är den största orsaken bakom smog [2].

Även om lustgas ( $N_2O$ ) inte ingår under samlingsnamnet  $NO_x$  tas den oftast upp i samband med  $NO_x$  då den är en kväveoxidförening som också bildas under samma förutsättningar och har liknande miljöpåverkan. Lustgas däremot är en inte så reaktiv förening som har lång livslängd i atmosfären, runt 150 år. Lustgas bidrar till växthuseffekten samt uttunnningen av ozonet i både stratosfären och troposfären [3]. Lustgas har nästan 300 gånger så stor påverkan på växthuseffekten som koldioxid.

### 2.1.2 Utsläppskrav

De nyaste bestämmelserna gällande luftutsläpp från förbränningsanläggningar hittas i Förordningen om stora förbränningsanläggningar (SFS 2013:252) och gäller för förbränningsanläggningar med total installerad effekt större än 50 MW. Den totala installerade effekten på pannorna på Gunnesboverket är större än detta, därav måste de anpassa sig efter förordningen. Förordningen trädde i kraft den 1 januari 2016 men Kraftringen har sökt och fått dispens från utsläppskraven fram till 31 december 2023. Dispensen har getts på grunderna att pannorna, var för sig, inte kommer köras mer än 17 500 timmar under perioden från och med 1 januari 2016 till och med 31 december 2023. När någon av pannorna upp till 17 500 drifttimmar innan 31 december 2023 måste begränsningsvärdet som gäller enligt den nya förordningen appliceras från den tidpunkten på pannan.

Bestämmelserna i SFS 2013:252 för utsläpp av  $NO_x$  till luft består av månadsmedelvärde, dygnsmedelvärde samt timmedelvärden. Det är den totala anläggningseffekten som bestämmer begränsningsvärdet för hela anläggningen och de sammanlagda utsläppen från alla pannor som ska underskrida ett sammanvägt begränsningsvärde. Det betyder att om utsläppen från varje enskild panna underskrider sina begränsningsvärden gäller alltid att det sammanlagda utsläppet från pannorna underskrider ett för alla pannor sammanvägt begränsningsvärde. Begränsningsvärdet beror även på vilket bränsle som används och när anläggningen fick sitt första tillstånd. Utsläppskraven gäller inte vid start- eller stopperioder eller perioder med störningar.

Utsläppskraven enligt SFS 2013:252 gäller under faktiska drifttiden under ett kalenderår och är:

- Inget validerat månadsmedelvärde får överskrida begränsningsvärdet
- Inget validerat dygnsmedelvärde får överskrida 110 % av begränsningsvärdet
- Minst 95 % av de validerade timmedelvärdena ska vara under 200 % av begränsningsvärdet

Begränsningsvärdet som är aktuellt för pannorna på Gunnesbo enligt förordningen är  $200 \text{ mg/Nm}^3$ . Detta begränsningsvärde gäller för anläggningar med total installerad effekt 100-300 MW och ska motsvara de värden som gäller för normal torr gas vid syrehalten 3 %. Utsläppen normaliseras till en standardiserad syrehalt för att eliminera de utspädningseffekter som uppstår när syreöverskottet ändras. Den standardiserade syrehalten beror på typen av bränsle som förbränns, och för flytande bränsle gäller syrehalten 3 % (I Gunnesbopannorna används bioolja vilket räknas som ett flytande bränsle). Utsläppsvolymer omvandlas även till ett normaltillstånd (standard tryck och temperatur) för att kunna jämföra gasvolymen vid olika tryck och temperatur. I Tabell 2.1 visas de utsläppsmedelvärden som gäller för Gunnesboverket i enheten  $\text{mg/Nm}^3$  vid 3 %  $O_2$ . Omvandlingen mellan ppm och  $\text{mg/Nm}^3$  redovisas i Appendix A. Normaliseringen av  $O_2$ -halten visas i Appendix B.

Tabell 2.1. Utsläppsmedelvärden enligt SFS 2013:252 för Gunnesboverket.

Utsläppsmedelvärde	NO <sub>x</sub> (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )
Månadsmedelvärde	200
Dygnsmedelvärde	220
Timmedelvärde	400

För att ta hänsyn till mätosäkerhet görs ett avdrag på de uppmätta utsläppen innan de jämförs med begränsningsvärdet. För NO<sub>x</sub> ska mätvärdet multipliceras med 0,8. Detta kallas att mätvärdena valideras.

Som följd av en eventuell SNCR installation förväntas halterna av ammoniak (pga. av ammoniakslip) samt lustgas (biprodukt främst om urea används som reduktionsmedel) öka i rökgaserna. Utsläppen av ammoniak och lustgas är något som regleras genom individuell prövning. På Örtoftaverkets panna som eldar fast biobränsle och där ammoniak SNCR används gäller tillfälliga gränsvärden 30 mg/Nm<sup>3</sup> per månad för ammoniak och 30 mg/Nm<sup>3</sup> lustgas per år, beräknat på 6 % O<sub>2</sub>.

Fram till 2023 omfattas anläggningen fortfarande av NFS 2002:26 där utsläppsgränsvärdet för NO<sub>x</sub> är 450 mg/Nm<sup>3</sup> vid 3 % O<sub>2</sub> som månadsmedelvärde och minst 95 % av 48-månadsmedelvärdena får uppgå till max 495 mg/Nm<sup>3</sup> vid 3 % O<sub>2</sub> (gäller för flytande bränslen med installerad effekt 50-500 MW).

### 2.1.3 NO<sub>x</sub> avgiften

I januari 1992 introducerades en avgift på utsläppen av kväveoxider från förbränningsanläggningar i Sverige. Avsikten med avgiften är att ge en ekonomisk drivkraft för verksamheter att minska sina utsläpp [5]. NO<sub>x</sub>-avgiften bygger på lag 1990:613 om miljöavgift på utsläpp av kväveoxider vid energiproduktion och förbränningsanläggningar. De som omfattas av lagen är anläggningar som driver pannor eller gasturbiner för el- eller värmeproduktion med årlig produktion större än 25 GWh. Systemet fungerar på så sätt att anläggningar som omfattas av NO<sub>x</sub> avgiften betalar en avgift baserat på hur stora deras kväveoxidutsläpp är under ett år. Avgiften är 50 kr/kg NO<sub>x</sub> utsläpp, beräknat som NO<sub>2</sub>, oberoende av vilket bränsle som används [6].

Avgiften beräknas på så sätt att alla anläggningar som omfattas av NO<sub>x</sub> avgiften deklarerar hur stora kväveoxidutsläpp de har haft och hur mycket nyttiggjord energi de har producerat under året. Deklarationen lämnas in till Naturvårdverket som är beskattningsmyndighet. Alla anläggningars kväveoxid utsläpp och nyttiggjorda energi summeras och utifrån detta beräknas en sammanlagd avgiftssumma. Den totala avgiftssumman fördelas sedan mellan anläggningar utifrån deras nyttiggjorda energi och utsläpp med hjälp av ett så kallat återföringsbelopp som är den totala avgiftssumman per hur mycket nyttiggjord energi som har producerats (kr/MWh). Återföringsbeloppet används för att beräkna hur stort belopp som ska betalas eller återbetalas för respektive anläggning, så kallat nettobelopp. Nettobeloppet (i kr) beräknas enligt följande [6]:

$$\left( \text{Antal MWh producerad energi} \cdot \text{återföringsbeloppet} \frac{\text{kr}}{\text{MWh}} \right) - (\text{antal kg NO}_x \cdot 50 \text{ kr}) \quad (2.1)$$

Även ett så kallat specifikt utsläpp beräknas som är antalet kg kväveoxid per nyttiggjord energi (kg/MWh). Det specifika utsläppet används som en gräns; de ovanför gränsen måste

betala för de som ligger under gränsen. Det betyder att verksamheter med höga utsläpp i förhållande till sin nyttiggjorda energi är nettobetalare till systemet och de med låga utsläpp i förhållande till sin nyttiggjorda energi är nettomottagare. Avgiften motiverar på så sätt verksamheter att minska sina utsläpp av kväveoxider per nyttiggjord producerad energi så mycket som möjligt eftersom det betyder att det till och med är möjligt att tjäna pengar från systemet genom att ha låga utsläpp medan det blir dyrt att inte ha det [6].

## 2.2 NO<sub>x</sub> bildning

Alla bränslen består av kol, väte och syre, och mindre mängder svavel, kväve, aska osv. Det som sker vid förbränning är att kol och väte i bränslet oxideras med luftens syre och som slutprodukter bildas vatten och koldioxid. Men förbränningens sker inte direkt med koldioxid och vatten som produkter, utan förbränningen fortgår i ett stort antal steg via kedjereaktioner. Genom kedjereaktionerna bildas aktiva partiklar, radikaler, som i sin tur kan reagera med exempelvis varandra eller andra komponenter i rökgaserna eller luften. Radikaler av bland annat typen O, H och OH bildas i dessa mellanreaktioner i förbränningsprocessen.

Under förbränningen kan kväve från förbränningsluften och/eller i bränslet omvandlas till kväveföreningar så som NO, NO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>O, NH<sub>3</sub> och HCN. Vilka föreningar som bildas beror på temperatur och bränsle/syre förhållande under förbränningen.

De kväveoxider som uppkommer till följd av förbränningen utgörs till största delen av kväveoxid (NO), kvävedioxid (NO<sub>2</sub>) och lustgas (N<sub>2</sub>O). Det största bidraget till kväveoxiderna i förbränningsprocessen kommer från NO, varav bara runt 5-10 % utgörs av NO<sub>2</sub>. Lustgas utgör bara en mindre del. Trots att utsläppen till största del sker i form av NO anges NO<sub>x</sub> (NO och NO<sub>2</sub>) oftast som NO<sub>2</sub> eftersom NO snabbt omvandlas till NO<sub>2</sub> när den kommer ut i atmosfären [7].

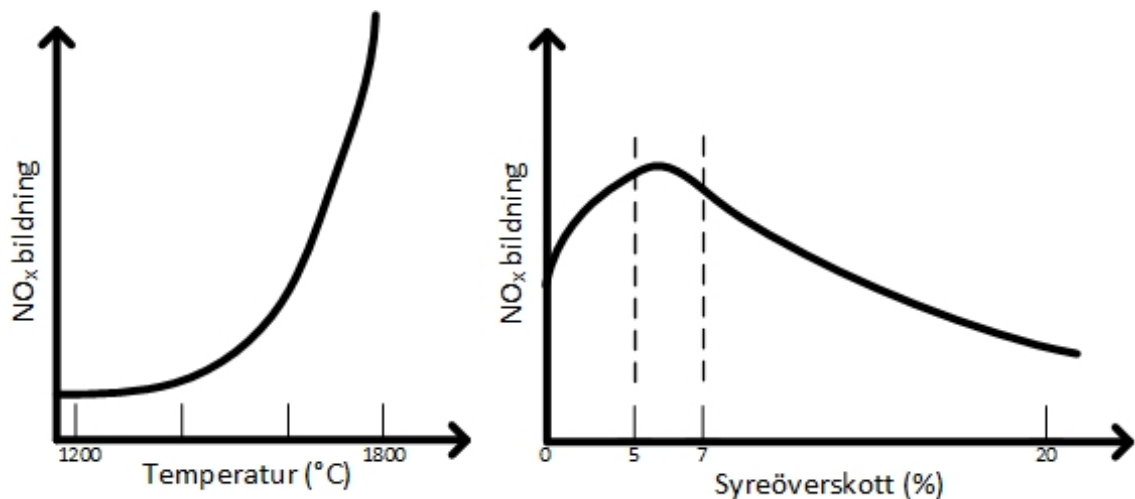
Det finns tre källor för bildning av NO<sub>x</sub> i förbränningsprocesser [8]. Dessa är:

- Termiskt NO<sub>x</sub>
- Prompt NO<sub>x</sub>
- Bränsle NO<sub>x</sub>

Termiskt NO<sub>x</sub> bildas av reaktioner med kväve i förbränningsluften, så kallat luftkväve. Processen kan beskrivas med den stegvisa utökade Zeldovich mekanismen [8]:

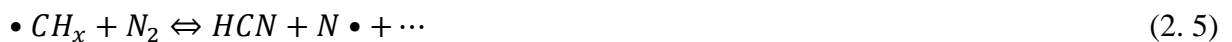


Termiskt NO<sub>x</sub> är starkt beroende av temperatur och uppehållstid. Det bildas vid höga temperaturer (>1200 °C [9]), långa uppehållstider och i bränslefattiga miljöer [8]. Vid samma temperatur, ökar den termiska NO<sub>x</sub> med ökad syrehalt. Relationen mellan temperatur och syreöverskott på bildningen av NO<sub>x</sub> visas i Figur 2.1.



Figur 2.1. Påverkan av temperatur och syreöverskott på bildningen av  $NO_x$ .

Prompt  $NO_x$  bildas av reaktioner mellan luftkväve och oförbrända kolväten, i framförallt bränslerika miljöer, vid låga temperaturer och korta uppehållstider. Där finns många kolväteradikaler i flammans ( $CH$ ,  $CH_2$ ,  $CH_3$ ,  $C_2H_3$ ,  $C_2H_5$ ,  $C_3H_7$ ,  $C$ ,  $C_2$ , osv.) som kan reagera med kvävet. Kolväteradikalerna och kvävet reagerar till intermedia kväveföreningar och radikaler som i sin tur kan reagera vidare på olika sätt till  $NO$  eller  $NO_2$  genom en rad kedjebärande reaktioner. Reaktionerna startar med följande reaktion [8]:



$CH_x$  i ekvation 2.5 representerar olika kolväte i flammans. För kolväteradikalerna  $CH$  och  $CH_2$  och molekylerna  $C_2$  gäller exempelvis reaktionerna:



Föreningarna som bildas är framför allt, vätecyanid ( $HCN$ ) och ammoniak ( $NH_3$ ), och radikaler så som t.ex.  $NH$  och  $CN$ , och dessa reagerar vidare, i närvaro av syre, till  $NO$  och  $NO_2$  genom olika kedjebärande reaktioner. Reaktionsvägen från  $HCN$  och/eller  $NH_3$  kan beskrivas med följande totalreaktioner [8]:



Hastigheten för reaktionerna mellan kolväteradikalerna och kvävet beror i första hand av kolväteradikal- och kvävekoncentrationen, inte av temperatur. Oftast är oxidationshastigheten av bränslet tillräckligt snabb att bränsleradikaler bara finns i små koncentrationer och således reaktionerna mellan kväve och kolväteradikaler försumbara. Framst i bränslerika miljöer, finns kolväteradikaler i tillräckligt höga koncentrationer och prompt  $NO_x$  kan bildas. Vilken



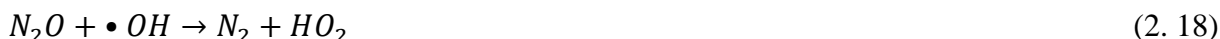




Lustgas bildas från NH<sub>3</sub> enligt följande reaktioner:



De viktigaste förbrukningsreaktionerna för lustgasen är:



## 2.3 NO<sub>x</sub> reduktion

Reduktion av NO<sub>x</sub> kan ske med hjälp av två åtgärder: (1) primära åtgärder och/eller (2) sekundära åtgärder. De primära åtgärderna innebär förändringar i själva förbränningsprocessen för att försöka minska bildningen av NO<sub>x</sub> medan sekundära åtgärder är en form av rökgasrening för att minska redan bildad NO<sub>x</sub> i rökgaserna innan utsläpp till atmosfären [11]. Åtgärderna kan användas åtskilt eller i kombination med varandra för optimal reduktion.

### 2.3.1 Primära åtgärder

Primära åtgärder är tekniker som används för att hålla tillbaka bildandet av NO<sub>x</sub> under förbränningen. Teknikerna innebär förändringar i själva förbränningsprocessen. Ett flertal förbränningsmodifikationer finns att användas enskilt eller i kombination med varandra.

- Förändringar och optimering av eldstad
- Minskat luftöverskott
- Modifiering av brännarkonstruktionen – t.ex. så kallade låg-NO<sub>x</sub> brännare
- Flerstegsförbränning – ”air staging” och ”reburning”
- Rökgasåterföring

Utformningen av pannan och placering av brännarna och lufttillförsel är exempel på delar som kan ha betydelse för hur effektiv förbränningen är. Generellt sätt gäller att en större pannvolym är bättre, och t.ex. får en stor panna som körs med låg last en lägre temperatur och därmed lägre NO<sub>x</sub> bildning.

Pannan bör generellt köras med så lågt luftöverskott möjligt som ger säker, effektiv och fullständig förbränning. Genom att minska luftöverskottet minskar tillgången på syre (det som blir över efter förbränningen, där största delen förbrukas) och bildningen av termiskt NO<sub>x</sub> och bränsle NO<sub>x</sub> hålls tillbaka pga. av avsaknad av syre att reagera med kvävet. Vid högre luftöverskott (mer syreöverskott) sjunker dessutom temperaturen i flammen vilket i sin tur håller tillbaka bildandet av termisk NO<sub>x</sub> [12]. Sambandet visas i Figur 2.1.

Flerstegsförbränning innebär flera nivåer för antingen lufttillförsel eller tillförsel av bränsle. Stegvis tillförsel av luft kallas ”Air Staging”, eller även ”Over Fire Air (OFA)”. Air Staging innebär att förbränningen genomförs i två steg och att den mängd luft som krävs för fullstän-

dig oxidation av bränslet tillsätts i flera steg. I den primära förbränningszonen tillsätts en mindre mängd luft så att förbränningen sker med ett underskott av syre. Förbränning där syremängden understiger det teoretiska luftbehovet kallas understökiometrisk förbränning. Vid en understökiometrisk förbränning bildas en reducerande miljö där bildningen av bränsle  $\text{NO}_x$  blir låg och  $\text{N}_2$  bildas istället. Vid understökiometrisk förbränning kommer det finnas ofullständigt förbränt bränsle. I det andra steget tillsätts tillräckligt med sekundärluft för fullständig förbränning av bränslet [13]. Temperaturen hålls på så sätt låg i båda zoner, med hjälp av lägre flamtemperatur samt mindre tillgång till syre enligt samma resonemang som ovan. En variant av OFA-tekniken är ”Rotating Opposed Fire Air (ROFA)” som också baseras på stegvis tillförsel av luft. ROFA bygger på att en del av förbränningsluften sätts i rotation vilket förbättrar förbränningen eftersom det ökar omblandningen i eldstaden, fördelningen av förbränningsprodukter och temperatur och behovet av överskottsluft är mindre [14].

Stegvis tillförsel av bränsle kallas ”reburning”. Det går till på så sätt att en sekundär bränsleinjektion görs efter primärförbränningszonen för att skapa en reducerande miljö där redan bildad  $\text{NO}_x$  (som bildats i den primära förbränningszonen) reduceras till  $\text{N}_2$ . Ovanför den reducerande zonen görs sedan ytterligare en injektion av luft för att förbränna det sekundära bränslet fullständigt [13].

Syftet med rökgasåterföring är detsamma som med den stegvisa förbränning, att sänka syrehalten för att förhindra bildandet av  $\text{NO}_x$ . Recirkulationen innebär att syrekoncentrationen minskar då luften späds ut av recirkulerande rökgaser samt att temperaturen i flamman sjunker då rökgaserna från slutet av pannan är relativt nedkylda, båda vilka hämmar  $\text{NO}_x$  bildningen [13]. Flamtemperaturen sjunker med ökad rökgasåterföring, men även med ökat flöde av extra tillförd luft. Skillnaden är att med rökgasåterföringen är överskottet av syre i rökgaserna konstant, medan för den extra tillförda luften ökar överskottet av  $\text{O}_2$  i rökgaserna.

Låg- $\text{NO}_x$  brännare är samlingsnamnet på brännare som är utformade för att minska bildandet av  $\text{NO}_x$  genom att använda en eller flera av ovan nämnda förbränningstekniker [2].

### 2.3.2 Sekundära åtgärder

De sekundära åtgärderna innebär tekniker som används efter förbränningen för att försöka rena bort  $\text{NO}_x$  som redan har bildats och finns i rökgaserna. De två främsta teknikerna för detta är selektiv katalytisk reduktion (SCR) och selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR). De sekundära åtgärderna kan användas i kombination primära åtgärder för bästa resultat.

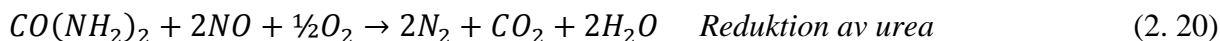
#### *Selektiv katalytisk reduktion (SCR)*

Selektiv katalytisk reduktion (SCR) innebär insprutning av ett reduktionsmedel direkt i rökgaserna där reduktionskemikalien reagerar med  $\text{NO}_x$  i närvaro av en katalysator och reducerar  $\text{NO}_x$  till kväve och vatten. Katalysatorn tillåter att reduktionsreaktionerna kan ske vid lägre temperaturer än vad som är möjligt utan. Temperaturintervallet där reduktionen sker är runt 250-400 °C. Den mest använda katalysatorn för SCR består av titanoxid ( $\text{TiO}_2$ ) som bärare, med vanadinoxid ( $\text{V}_2\text{O}_5$ ) som aktiv komponent, med eller utan volframtrioxid ( $\text{WO}_3$ ) eller molybdentrioxid ( $\text{MoO}_3$ ) som promotor. SCR tekniken kan dock vara problematisk på grund av katalysatordeaktivering t.ex. genom förgiftning, erosion och sintring. SCR är den mest effektiva tekniken och reducerar  $\text{NO}_x$  med 60-90 % [9].

#### *Selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR)*

Selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR) innebär också insprutning av ett reduktionsmedel direkt i rökgaserna. De mest använda reduktionskemikalierna i kommersiella anläggningar är

ammoniak och urea. Reduktionskemikalien är antingen löst i vatten eller är i gasform, och förångas antingen innan (med hjälp av en förångare) eller efter insprutning (av värmen i pannan). Den gasformiga reduktionskemikalien reagerar selektivt med NO<sub>x</sub> i rökgaserna i närvaro av syrgas (O<sub>2</sub>) och bildar kväve (N<sub>2</sub>) och vatten (H<sub>2</sub>O). Reduktionskemikalien kan reagera med flertalet rökgaskomponenter, men i ett specifikt temperaturintervall, och i närvaro av syre, är NO<sub>x</sub> reduktionen gynnad. Totalreaktionerna för ammoniak respektive urea är [15]:



De fullständiga reaktionsmekanismerna för NO<sub>x</sub> reduktion är mer detaljerat beskrivet i avsnitt Reaktionsmekanismer vid SNCR reduktion.

SNCR anses vara en teknik som är relativt lätt att applicera på befintliga pannor på det viset att den är lätt att installera och kontrollera. Svårheten i tekniken är dock den komplicerade reaktionskemin och att den kräver specifika driftsförutsättningar för att uppnå en effektiv reduktion. Det betyder att effektiviteten av NO<sub>x</sub> reduktionen är olika för varje tillämpning beroende på driftsförutsättningar och processparametrar för respektive enhet [16]. De viktigaste processparametrar för SNCR är beskrivna i nedan. Med SNCR kan NO<sub>x</sub> reduceras med 30-70 % [9].

Hur effektiv NO<sub>x</sub> reduktioner är beror på ett antal parametrar som kontrollerar processen och därmed prestandan för SNCR-processen. Dessa processparametrar är:

- Rökgastemperatur
- Uppehållstid
- Omblandning/turbulens
- Reduktionskemikalie
- Mängden reduktionskemikalie
- Ursprunglig NO<sub>x</sub> halt
- Additiv

#### *Rökgastemperatur*

Reduktionskemikalien reagerar med NO<sub>x</sub> selektivt endast inom ett visst temperaturintervall. Den optimala temperaturen för detta är runt 850-1100 °C för ammoniak och lite högre för urea, runt 900-1150 °C [17]. Vid högre temperaturer än den optimala temperaturen oxiderar ammoniak i en högre utsträckning och genererar biprodukter, framförallt lustgas (N<sub>2</sub>O) eller så är det också möjligt för ammoniak att reagera till N<sub>2</sub> och H<sub>2</sub>O utan att reducera NO<sub>x</sub> [18]. Vid lägre temperaturer än den optimala temperaturen blir ammoniakreaktionerna långsamma och orsakar så kallad ammoniak slip som i sin tur kan leda till ammoniumsaltbildning [11]. Ammoniak slip (NH<sub>3</sub>-slip) innebär oreagerad ammoniak som återfinns i rökgaserna. De fullständiga reaktionsmekanismerna för NO<sub>x</sub> reduktionen relaterat till rökgastemperatur är beskrivet i avsnitt Reaktionsmekanismer vid SNCR reduktion. Rökgastemperaturen i pannan beror av panndesignen och driftsvillkoren (bränsle, last etc.) [15].

#### *Uppehållstid*

Enligt definition är uppehållstiden den tid som reduktionskemikalien finns inne i en kemisk reaktor [15]. Uppehållstider för reduktionskemikalien vid SNCR kan variera mellan 0,001

sekunder till 10 sekunder. Generellt gäller att längre uppehållstid ger bättre reduktion. Det har visat sig att uppehållstider kortare än 0,2 sekunder försämrar reduktionen och att uppehållstider längre än 0,5 sekunder inte förbättrar reduktionen avsevärt [15]. Upphållstiden som krävs är också beroende av temperaturen. Vid lägre temperaturer krävs en längre uppehållstid för att uppnå samma reduktion eftersom reaktionerna sker långsammare vid lägre temperatur [15].

#### *Omblandning/turbulens*

Omblandningen mellan reduktionskemikalie och rökgas behövs för att uppnå optimala reaktionshastigheter och minska reduktionskemikalieförbrukningen [15]. Omblandningen påverkas av turbulensen i pannan, injektionssystemet och droppegenskaperna [19]. En snabb omblandning hjälper till att ge god reaktionshastighet mellan reduktionskemikalie och NO<sub>x</sub> [16]. SNCR-injektionssystemen hjälper till att skapa rätt storlek, hastighet och fördelning av reduktionskemikalien genom att finfördela reduktionskemikalien till vätskedroppar och bilda en spray-effekt [19].

Hur och var NO<sub>x</sub> bildas i pannan beror av omblandningen i pannan. Så kallad stråkbildning uppkommer pga. av dålig omblandning mellan bränsle och luft. Detta betyder att koncentrationen av vissa rökgaskomponenter (O<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, CO, CO<sub>2</sub> osv.) samt temperaturen över tvärsnittet varierar. SNCR systemet är känsligt för stråkbildning.

#### *Reduktionskemikalie*

Reduktionskemikalierna är oftast kväveföreningar med väteinnehåll som innehåller en aminogrupp (-NH<sub>2</sub>) alternativt cyanidgrupp (-CN) eller alkanogrupp (-CH). De vanligaste reaktionskemikalierna är ammoniak (NH<sub>3</sub>) och urea (CO(NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>) men även cyanursyra ((HOCN)<sub>3</sub>) m.fl. är studerade som alternativa källor. I kommersiella processer är det urea och ammoniak som är mest tillämpade. Användningen av andra reduktionskemikalier i fullskaliga processer är fortfarande liten och kommer inte diskuteras i denna rapport.

Reduktionen med ammoniak och urea sägs vara likvärdig och det är möjligt att uppnå samma NO<sub>x</sub> reduktion med båda. Valet av reduktionskemikalie kan göras utifrån de fysikaliska egenskaperna för kemikalierna, driftsbetingelser på anläggningen, kostnader osv. Beroende på tillämpning har respektive reduktionskemikalie för- och nackdelar.

Hantering och förvaring av ammoniak och urea skiljer sig mycket åt. Ammoniak kan användas som både ren ammoniak i gasform eller i lösning medan urea används i lösning. Ren ammoniak är gas vid normalt tryck och temperatur, och transporteras och lagras därför normalt under tryck som vätska vilket innebär ökade risker och kostnader [15]. Ammoniaklösning är mindre riskfyllt eftersom ammoniaken löses upp i vatten vilket minskar ångtrycket och gör att den kan transporteras och förvaras vid normalt tryck och temperatur [20]. Ammoniak används vanligtvis i 25 % (24,5 %) lösning. Urea köps vanligtvis som pulver/pellets och blandas med vatten på anläggningen men kan också köpas färdigblandad [15]. På grund av riskerna vid hantering och förvaring av ammoniak väljs ofta urea av säkerhetsskäl. Vid valet av reduktionskemikalie bör frågor så som vart anläggningen är belägen tas i beaktning. Ammoniak har dessutom en stickande doft vid halter över 5 ppm och har negativa hälsoeffekter vid 20 ppm. Urea däremot varken explosiv eller giftig.

När reduktionskemikalien är löst i vatten (ammoniak NH<sub>4</sub>OH resp. urea CO(NH<sub>2</sub>)<sub>2</sub>) måste den brytas ner till NH<sub>3</sub> respektive NH<sub>2</sub> innan den kan reagera. För att göra det måste vattnet avdunsta. Vattnet som omger urea måste avdunstas helt innan den kan brytas ner till NH<sub>2</sub>. Ammoniak däremot är ett väldigt flyktigt ämne och NH<sub>3</sub> i ammoniaklösningen bryts ner direkt

efter injektionen. Generellt krävs därav längre uppehållstid vid användning av urealösning. Dessutom kan ureadropparna penetrera effektivare och längre in i rökgaserna vilket hjälper till att fördela kemikalien bättre i rökgaserna. För att fördela ammoniak i rökgaserna ordentligt krävs mer energi eftersom mer energi krävs för att kompensera för den lägre vikten av ammoniak i gasform jämfört med en vattendroppe [15]

Vid ammoniak användning sker färre sekundära reaktioner som bildar kväveoxider (lustgas) och kolmonoxid.

Reduktionskemikalien står för en stor del av de årliga kostnaderna relaterade till SNCR-processen [15]. Vid val av reduktionskemikalie bör alltså kemikaliekostnaden och förbrukning av reduktionskemikalie samt leveranskostnader och tillgången på leverantörer av reduktionskemikalien övervägas.

Tabell 2.2. Egenskaper för reduktionskemikalier.

Egenskap	Ammoniaklösning	Urealösning
Kemisk formel	NH <sub>3</sub>	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>
Molvikt (g/mol)	60,06	17,03
Fas vid normal temperatur	Vätska	Vätska
Typisk koncentration (%)	25	40
Optimalt temperaturområde (°C)	850-1100	900-1150
Optimal temperatur (°C)	950	1010
Initial kokpunkt (°C)	38	100
Initial smältpunkt (°C)	-55	-0,5
Densitet (g/cm <sup>3</sup> )	0,907	1,11
Ångtryck (20 °C)	447 hPa	6,4 kPa
Faror	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Frätande</li> <li>• Giftig</li> <li>• Irriterande</li> <li>• Explosiv</li> </ul>	Inga faror
Explosiv gräns	Övre explosionsgräns: 25 vikt-% Nedre explosionsgräns: 15 vikt-%	Inte explosiv
Nivågränsvärde	20 ppm	Inte specificerat
Lukt	Stark, stickande vid 5 ppm	Svag ammoniak
Utsläpp	NH <sub>3</sub> (NH <sub>3</sub> -slip), N <sub>2</sub> O	NH <sub>3</sub> (NH <sub>3</sub> -slip), högre CO och N <sub>2</sub> O utsläpp än när ammoniak används som reduktionskemikalie

#### Mängden reduktionskemikalie

En viss teoretisk mängd reduktionskemikalie måste injiceras för att reagera med all NO<sub>x</sub> som finns i rökgaserna. NSR-kvoten (NSR=Normaliserade Stökiometriska Förhållandet) är en indikator på hur mycket reduktionskemikalie som behövs för att uppnå en viss NO<sub>x</sub> reduktion [15]. NSR är definierat som molförhållandet mellan verklig mängd reduktionskemikalie och initialt NO<sub>x</sub> delat med det teoretiska stökiometriska molförhållandet mellan reduktionskemikalie och initialt NO<sub>x</sub>. Det verkliga molförhållandet är antalet mol av reduktionskemikalie

som injiceras per mol  $\text{NO}_x$ . Det teoretiska stökiometriska molförhållandet (SR) bestäms utifrån reaktionerna 2.19 och 2.20 [17]. Det betyder att teoretiskt kan 2 mol  $\text{NO}_x$  reduceras med hjälp av 2 mol ammoniak och 1 mol urea respektive vilket ger  $SR_{\text{NH}_3} = 1$  och  $SR_{\text{urea}} = 0.5$ . I verkligheten behövs mer reduktionskemikalie än den stökiometriska teoretiska mängden anger för att få tillräcklig  $\text{NO}_x$  reduktion pga. begränsningar i omblandningen mellan reduktionskemikalie och rökgaser och de komplexa reaktionsmekanismerna [15]. Ett högt NSR betyder en ökning av mängden reduktionskemikalie vilket ökar reaktionshastigheten och ger effektivare reduktion. Dock ökar ammoniakslip med ökat NSR vilket gör att den övre gränsen för NSR bestäms av hur stor  $\text{NH}_3$ -slip som kan tillåtas [19]. Normalt brukar NSR ligga mellan 0,5-3 mol  $\text{NH}_3$  per mol  $\text{NO}_x$  [15]. Över en viss gräns ger inte ökad mängd kemikalie bättre  $\text{NO}_x$  reduktion.

Ammoniak i rökgaserna har flera negativa effekter. Förutom att där finns en gräns för hur mycket ammoniak som är tillåtet att släppa ut i atmosfären så kan följdproblem pga. av ammoniakslip uppstå. Överskottsammoniak kan reagera med sura komponenter (t.ex. svaveloxider, saltsyra, väteflourid, koldioxid och kväveoxider) i rökgaserna och bilda ammoniumsalter vid tillräckligt låga temperaturer (typiskt under 300 °C) [21]. Vid lägre rökgastemperatur blir förutsättningarna för ammoniumsaltbildning mer gynnsamma. Salterna kan finnas i fast form i rökgaserna eller i form av smältor som kan fastna på ytor, samt i form av små droppar med koncentrerade vattenlösningar av ammoniumsalter [21]. Exempel på ammoniumsulfater och ammoniumklorider som kan bildas är ammoniumklorid ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ), ammoniumsulfat ( $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ) eller ammoniumbisulfat ( $\text{NH}_4\text{HSO}_4$ ). Salterna kan orsaka fouling av värmeväxlare eller andra ytor i pannan samt korrosion [22]. Svavlet och kloreten finns i bränslet oavsett så därför är det nödvändigt att minska mängden överskottsammoniak (ammoniakslip) i SNCR processen. Ammoniak har dessutom en stark och irriterande doft vid halter över 5 ppm och har negativa hälsoeffekter vid 20 ppm.

#### *Ursprunglig $\text{NO}_x$ halt*

Den ursprungliga koncentrationen av  $\text{NO}_x$  i rökgaserna har visat sig ha betydelse för hur effektiv reduktionen är. Detta beror på att reaktionshastigheten för reduktionen är lägre [15]. Reduktionen av  $\text{NO}_x$  minskar när ursprungsmängden  $\text{NO}_x$  är omkring eller mindre än 100 ppm [17]. För lägre halter av  $\text{NO}_x$  är även den optimala reduktionstemperaturen lägre.

#### *Additiv*

Olika typer av additiv kan utnyttjas tillsammans med reduktionskemikalien för att sänka och bredda det optimala temperaturintervallet. Generellt sett kan man säga att additiven påverkar SNCR processen genom att främja produktionen av OH, O och H radikaler genom kedjereaktioner ifrån sina egna oxidationsprocesser. Några av de vanligaste additiven är gaserna vätgas ( $\text{H}_2$ ), kolmonoxid (CO) och metan ( $\text{CH}_4$ ).

Om vätgas används som additiv sjunker den optimala reduktionstemperaturen med ökat vätgaskoncentration. Detta är till följd av att  $\text{H}_2$  oxideras till OH och O enligt nedan reaktioner [23].



SNCR reduktionen är beroende av tillgången till dessa radikaler. Reaktionerna som ökar OH och O koncentrationen följs i sin tur av  $[NH_3 \rightarrow NH_2]$  omvandlingen där  $NH_2$  radikalen därefter hjälper NO reduceras, vid lägre temperatur än vad som är möjligt utan additiv, eftersom de reaktioner som annars genererar OH och O radikaler är långsamma vid låga temperaturer. Detta beroende är beskrivet mer i avsnitt Reaktionsmekanismer vid SNCR reduktion nedan.

Den optimala temperaturen sänks också med ökad CO koncentration eftersom CO oxiderar vid tillgång till vattenånga och ökar OH och O koncentrationen som i sin tur ökar NO reduktionen enligt samma grunder som ovan [23].



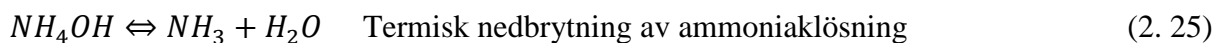
Sänkningen av den optimala temperaturen är inte lika effektiv med CO som med  $H_2$ .

Likt  $H_2$  och CO så sänker metan den optimala temperaturen. Reaktionerna för metan bygger också på att  $CH_4$  oxideras. Där sker flera reaktioner till följd av att metan oxideras men summan av dessa leder till en ökning av OH och O radikalkoncentrationer som i sin tur leder till en reduktion av NO [23].

#### *Reaktionsmekanismer vid SNCR reduktion*

Reduktionen av  $NO_x$ , dvs. kväveoxider (NO) och kvävedioxid (NO<sub>2</sub>), bygger på att reduktionskemikalien ammoniak eller urea, innehållande en aminogrupp, sönderdelas till fria radikaler  $NH_3$  och  $NH_2$ . Genom ett antal reaktioner kommer de fria radikalerna i kontakt med  $NO_x$  och reducerar dem till kvävgas ( $N_2$ ) och vatten ( $H_2O$ ). Totalt sker över 150 kända reaktioner som är av betydelse vid bildning och reduktion av  $NO_x$  i förbränningsmanhang [24].

Det första som sker när ammoniak eller urea injiceras i form av vattenlösning i pannan är termisk nedbrytning [24]:



Reduktionen av  $NO_x$ , för NO respektive NO<sub>2</sub>, beskrivs med hjälp av följande totala reduktionsreaktioner [17]:



Dessa reaktioner är betydande vid temperaturer över ca 850 °C. Vid lägre temperaturer är reaktionerna långsamma vilket orsakar  $NH_3$ -slip [24].

Ammoniaken kan också oxideras. Detta sker vid högre temperaturer, över ca 1050 °C, och den reaktionen är snabbare än reaktion 2.27 och 2.28 [24].

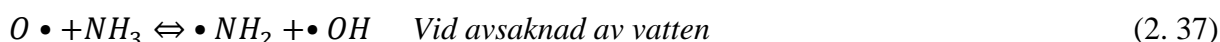
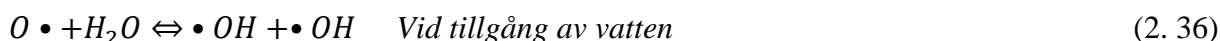
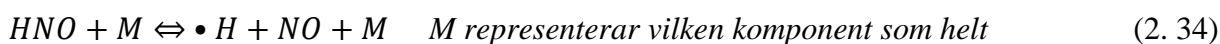


Mellan temperaturerna 850-1050 °C dominerar alltså reaktion 2.27 och 2.28 som totalt sett resulterar i en reduktion av  $NO_x$  [24].

Den fullständiga reaktionsmekanismen av SNCR består av flera kedjereaktioner som alla bygger på  $\text{NH}_2$  radikalen. Sammansättningen av rökgaserna beror av reaktionshastigheten för respektive reaktion. Några av viktigaste reduktionsreaktionerna är [17]:



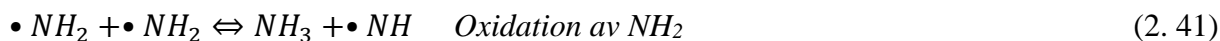
$\text{NH}_2$  radikalen är selektiv gentemot NO. Reduktionsreaktionerna är beroende av bildningen av  $\text{NH}_2$  radikaler, vilket i sin tur är beroende av OH och O koncentrationen. SNCR processen fungerar eftersom [ $\bullet\text{NH}_2 + \text{NO} \rightarrow$ ] reaktionerna har kedjereaktioner som genererar OH och O enligt följande [24], [17]:



Vid låga temperaturer (<730 °C) är  $\text{NO}_x$  reduktionshastigheten långsam (reaktion 2.30 [ $\text{NH}_3 \rightarrow \text{NH}_2$ ] vilket i sin tur begränsar  $\text{NO}_x$  reduktionen enligt 2.27 och 2.28) pga. otillräcklig tillgång till OH och O radikaler eftersom reaktion 2.35 och 2.36 är väldigt temperaturberoende och långsamma vid låga temperaturer. Då sker i stället följande reaktioner till större utsträckning:



Inom det optimala temperaturintervallet dominerar reduktionsreaktionerna.  $\text{NH}_2$  kan också oxideras men inom det optimala temperaturintervallet, men under ca 1000 °C, är dessa reaktioner långsammare än reduktionsreaktionerna [17].



Vid högra temperaturer (>1000 °C) byggs OH koncentrationen upp pga. av reaktionerna 2.35 och 2.36, och OH bildar NH till större utsträckning enligt reaktion 2.40. Detta leder till ökad  $\text{NO}_x$  bildning enligt följande reaktioner [17]:





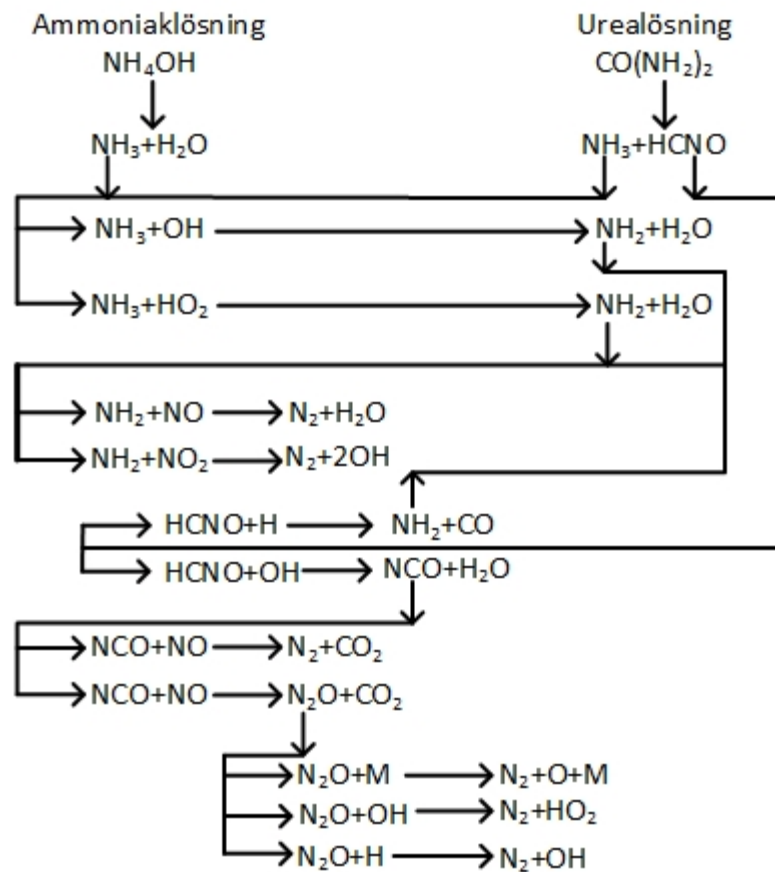


Även lustgas,  $N_2O$ , kan bildas under  $NO_x$  reduktionen enligt reaktion 2.46 och 2.47. Detta gäller för urea eftersom  $HNCO$  genereras när urea bryts ner [25]. Reaktionen ökar vid temperaturer över  $730\text{ }^\circ\text{C}$  eftersom  $OH$  koncentrationen är betydande då [17].



Lustgas kan även bildas genom reaktion med luftkväve eller reaktion med kväve i bränslet vid förbränningen [26]. Detta är beskrivet i avsnitt 2.2.

En förenklad bild av reaktionsmekanismen för SNCR visas i Figur 2.3.



Figur 2.3. Förenklad reaktionsschema för SNCR reduktionen.

## 3 Anläggningsbeskrivning

Pannorna som studeras i denna rapport tillhör företaget Krafringen och finns på deras produktionsanläggning Gunnesboverket i Lund. Pannorna är hetvattenpannor vilket innebär att de värmer upp vatten till en temperatur över 100 °C till fjärrvärmenätet.

### 3.1 Krafringen och Krafringens fjärrvärmeproduktion

Krafringen är ett energiföretag som ägs av kommunerna Lund, Eslöv, Hörby och Lomma. Verksamheterna omfattar produktion, distribution och försäljning av el, gas, värme och kyla, samt energirelaterade tjänster inom service, kommunikation och entreprenader. Krafringens produktionsanläggningar utgörs av Gunnesboverket, Källbyverket, Lokala värmeverket, Panncentral Östra Ljungby, Panncentral Ljungbyhed, Södra Verket, Värmeverket Eslöv, Värmeverket Klippan, Ångkraftverket, Återbruket och Örtoftverket.

Krafringens fjärrvärmenät består av fjärrvärmenätet Lund-Lomma-Eslöv och de mindre fjärrvärmenäten Bjärred, Södra Sandby-Dalby, Genarp, Klippan, Ljungbyhed och Östra Ljungby. Värmen för fjärrvärmenätet produceras med en mix av bränslen; skogsflis, värmepumpar, spillvärme från industri och rökgaskondensering, returträ, bioolja, el till värmepumpar, naturgas, torv, briketter, köpt värme, pellets och biogas. I november 2015 stod även den s.k. Evitaledningen färdig. Ledningen är en sammankoppling av Krafringens fjärrvärmenät i Lund-Lomma-Eslöv med det i Landskrona-Helsingborg och är 29 km lång.

Krafringen har arbetat kontinuerligt med att minska användningen av fossila bränslen i fjärrvärmeproduktionen och i dagsläget är Krafringens fjärrvärmeproduktion fossilbränslefri till 90 % men målet är att bli helt fossilfria år 2020. Förutom att ersätta fossila bränslen med förnybara bränslen arbetar Krafringen också med att ta tillvara på spillvärme som finns tillgänglig i närområdet för effektivt utnyttjande av naturresurser. När forskningsanläggningarna ESS och MAX IV i Lund står färdiga är avsikten att värmeöverskottet därifrån ska skickas ut i fjärrvärmenätet.

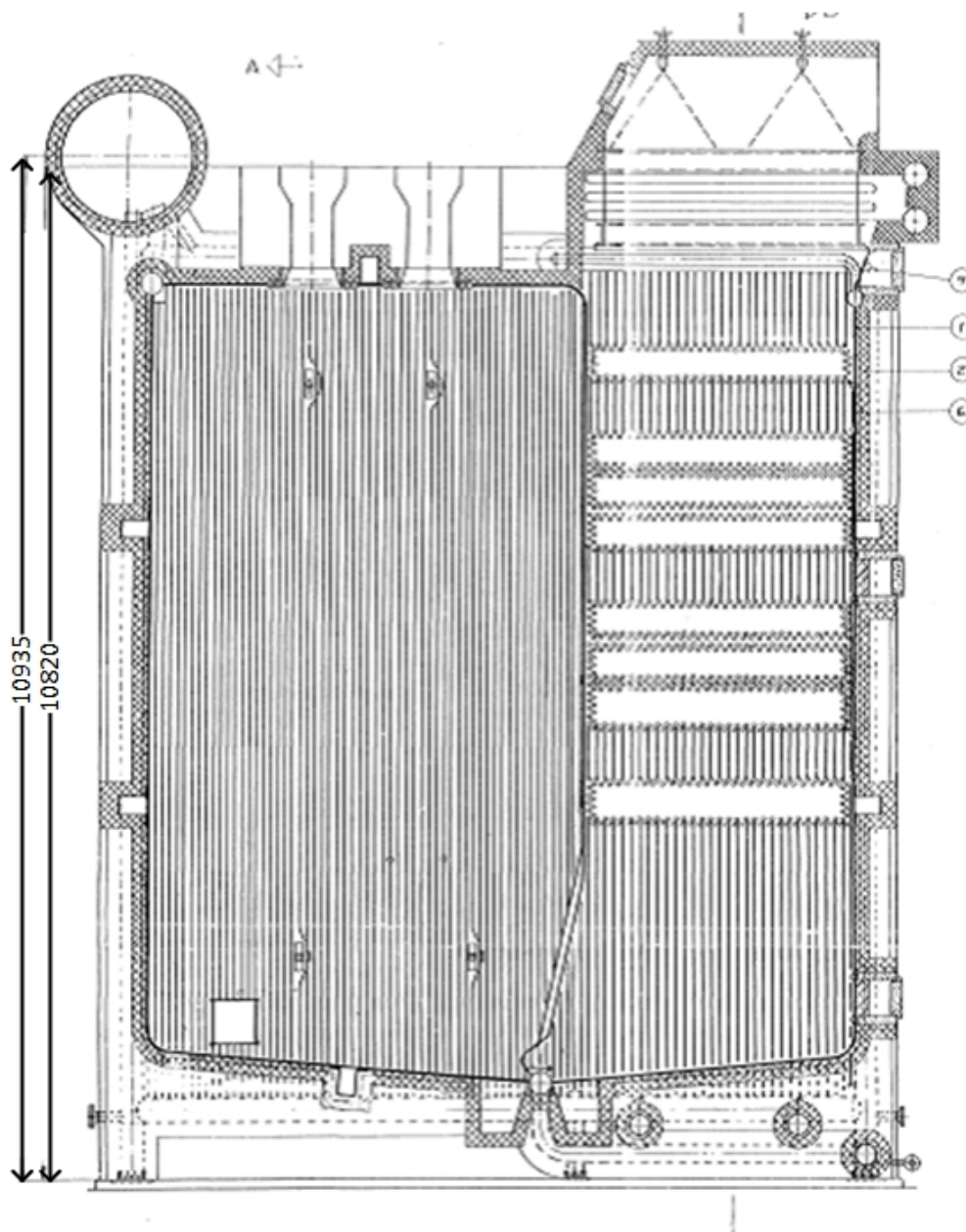
### 3.2 Hetvattenpannorna på Gunnesboverket

Pannorna på Gunnesboverket är hetvattenpannor för fjärrvärmeproduktion av typen Eckrohr HVT-27 och är tillverkade av Generator AB. Panna 1 och 2 installerades år 1969 medan panna 3 installerades 1976. Pannorna eldades ursprungligen med tjockolja med respektive maxeffekt 75 MW. År 2006 konverterades samtliga pannor till bioolja. Den maximala panneffekten är 50-60 MW med eldning av bioolja. Pannornas utformning skiljer sig en aning. I denna rapport är det främst Panna 3 som är av intresse då det är den bästa och mest använda utav de tre pannorna, med högst verkningsgrad och försedd med en economizer till skillnad från Panna 1 och 2. Varje panna har fyra brännare på toppen av pannan vars syfte är att finfördela olja och blanda den med luft. Luftoljeblandningen antänds med hjälp av en gasolbrännare och när den väl är tänd är förbränningen självunderhållande och brinner i form av en flamma. Brännarna startas en i taget där 1 brännare motsvarar lägsta last (~15 MW) och 4 brännare motsvarar högsta last (~55 MW).

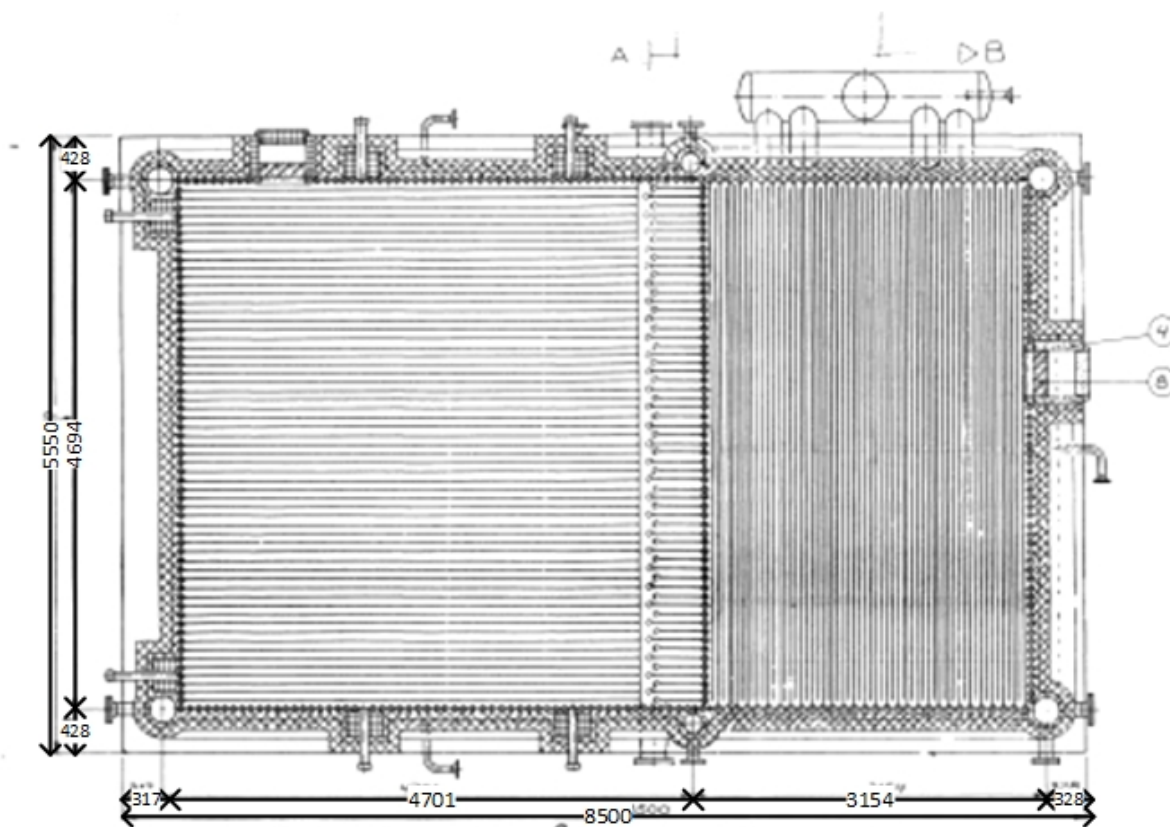
Tabell 3.1. Driftdata för Panna 3.

Driftsdata för Panna 3	
Maxeffekt (MW)	50-60 med bioolja
Eldstadsvolym, beräknad (m <sup>3</sup> )	153
Verkningsgrad	89,6 % (exkl. economizer)
Total årlig produktion (GWh)	41,4 (2014), 149,6 (2013), 155,2 (2012), 122,2 (2011), 132,7 (2010)

Pannritningar över Panna 3 visas i Figur 3.1 och Figur 3.2.



Figur 3.1. Sidovy, Panna 3. Eldstadsutrymme till vänster i bilden och konvektionsdel till höger.



Figur 3.2. Plan vy, Panna 3. Eldstadsutrymme till vänster i bilden och konvektionsdel till höger.

De tre hetvattenpannornas totala effekt är sammanlagt ca 150 MW, vilket är mycket jämfört med effekten för Krafringens främsta anläggning Örtoftaverket där den totala effekten är ca 112 MW. Den effekt som Gunnesbopannorna utgör är därför viktig i Krafringens fjärrvärmnät och behövs under de kallare månaderna och vid eventuella stopp på andra anläggningar.

### 3.2.1 NO<sub>x</sub> utsläppen från Gunnesbopannorna

De begränsningsvärden som Gunnesboverket har att förhålla sig till är presenterade i avsnitt 2.1.2 och består som nämnts där av månadsmedelvärden, dygnsmedelvärden och timmedelvärde. NO<sub>x</sub>-utsläppen mäts i rökgaskanalen i enheten ppm och har omvandlats till mg/Nm<sup>3</sup> och normerats till 3 % O<sub>2</sub> enligt de beräkningar beskrivna i Appendix A respektive Appendix B för att vara jämförbara med begränsningsvärdet. Främst utsläppen från Panna 1 och Panna 3 studeras i detta avsnitt eftersom Panna 2 används, och kommer fortsätta användas, i så pass liten omfattning.

I Tabell 3.2 visas de genomsnittliga månadsmedelutsläppen av NO<sub>x</sub> för Panna 1, Panna 2 och Panna 3. Utsläppsmedelvärdena är baserade på månadsmedelutsläppen mellan 2010-2015. Spridningen i utsläppen är stor, med enstaka värden som är både väldigt höga men också låga.

Tabell 3.2. Genomsnittliga månadsutsläpp av NO<sub>x</sub> för Panna 1, Panna 2 och Panna 3 under 2010-2015.

	<b>Spridning månadsmedelutsläpp av NO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>	<b>Genomsnittligt månadsmedelutsläpp av NO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>
Panna 1, bioolja	111-439	233
Panna 2, bioolja	112-450	263
Panna 3, bioolja	119-449	266

Utifrån ovan månadsutsläpp skulle en minskning på i genomsnitt 14-25 % i genomsnitt krävas för att uppnå begränsningsvärdet 200 mg/Nm<sup>3</sup> och som mest en reduktion på ungefär 55 %.

I Tabell 3.3 visas beräknade dygnsmedelutsläppen för Panna 1 samt Panna 3. Dygnsmedelvärdena är beräknade utifrån timmedelvärden.

Tabell 3.3. Genomsnittliga dygnsutsläpp av NO<sub>x</sub> för Panna 1 och 3.

	<b>Spridning dygnsmedelutsläpp av NO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>	<b>Genomsnittligt dygnsmedelutsläpp av NO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>
Panna 1, bioolja	74-399	267
Panna 3, bioolja	53-342	278

Utifrån ovan dygnsmedelutsläpp skulle en minskning på i genomsnitt 18-21 % krävas för att uppnå begränsningsvärdet 220 mg/Nm<sup>3</sup> och som mest en reduktion på ungefär 45 %.

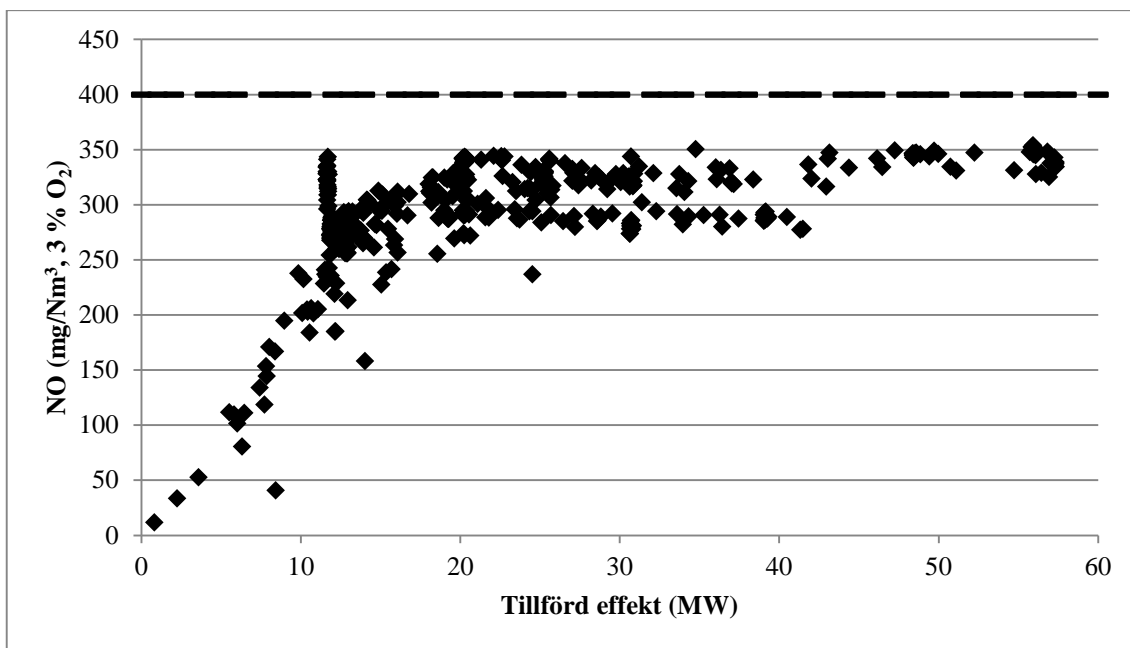
I Tabell 3.4 visas timmedelutsläppen för Panna 1 och 3. Timmedelutsläppen är baserade på utsläpp under 3 månader under 2014 och/eller 2015 för respektive panna under perioder då pannorna har körts mycket.

Tabell 3.4. Genomsnittliga timmedelvärden av NO<sub>x</sub> för Panna 1 och Panna 3.

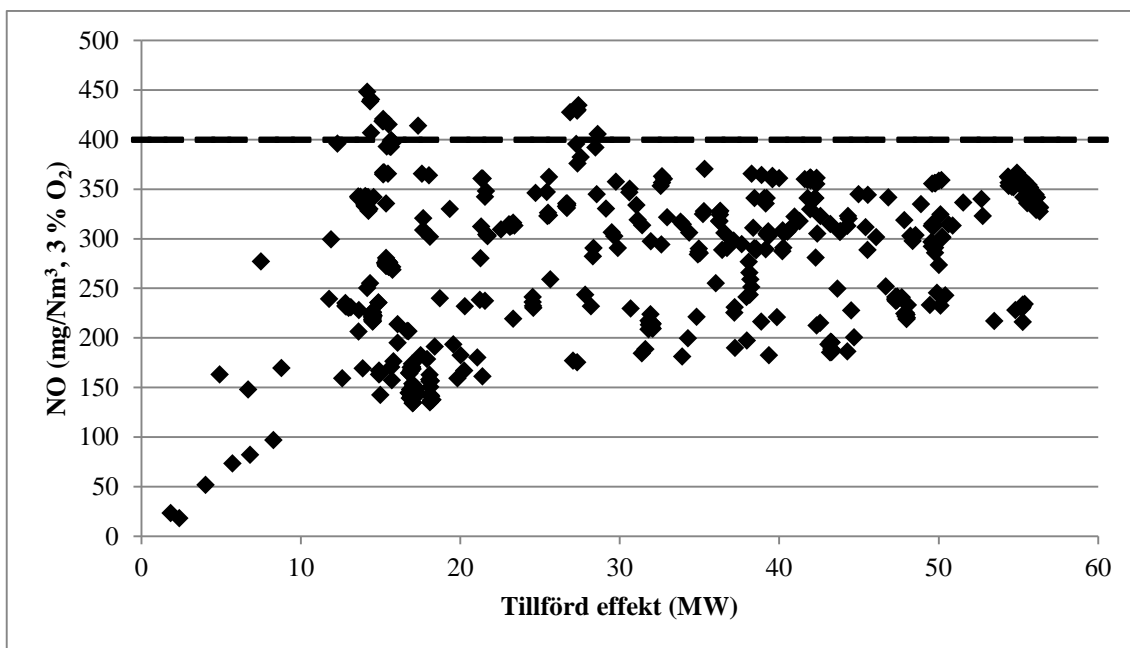
	<b>Spridning timmedelutsläpp av NO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>	<b>Genomsnittligt timmedelutsläpp av NO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>
Panna 1, bioolja	18-449	276
Panna 3, bioolja	12-354	295

Utifrån ovan timmedelsutsläpp skulle de flesta timmedelvärden klara av begränsningsvärdet 400 mg/Nm<sup>3</sup>. Dock fås utsläppsvärden som hamnar över begränsningsvärdet och måste reduceras. För de högsta utsläppen krävs en reduktion på ungefär 11 %.

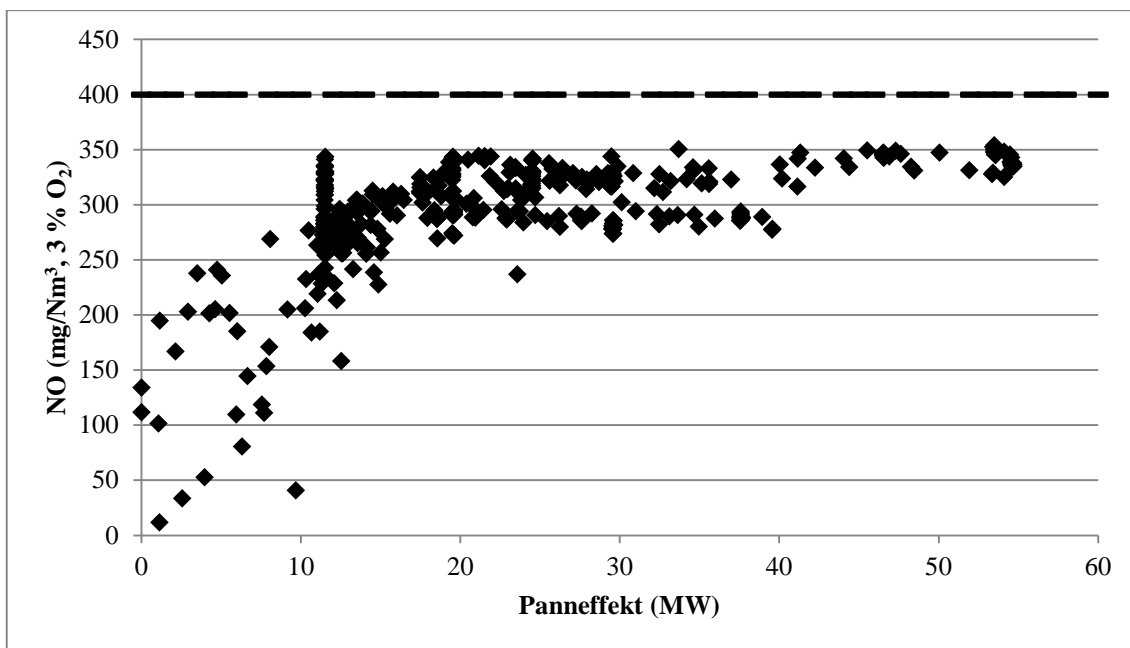
Utsläppen åskådliggörs i ett antal figurer nedan. I figurerna ingår även start- och stopperioder. I Figur 3.3 visas timmedelutsläppen av NO<sub>x</sub> i förhållande till tillförd effekt för Panna 3 och i Figur 3.4 för Panna 1. I Figur 3.5 visas NO<sub>x</sub> utsläppen i förhållande till panneffekten för Panna 3 och i Figur 3.6 för Panna 1.



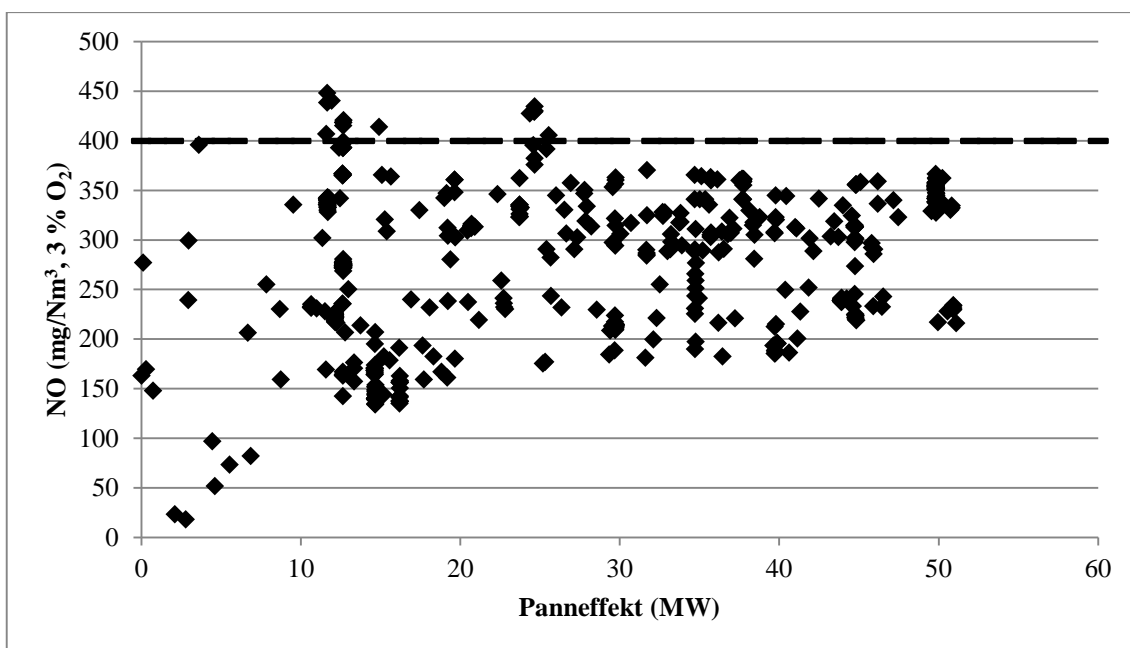
Figur 3.3. NO timmedelutsläpp ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ ) relativt tillförd effekt (MW) Panna 3. Streckad linje representerar begränsningsvärdet för timmedelutsläppen,  $400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ .



Figur 3.4. NO timmedelutsläpp ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ ) relativt tillförd effekt (MW) Panna 1. Streckad linje representerar begränsningsvärdet för timmedelutsläppen,  $400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ .



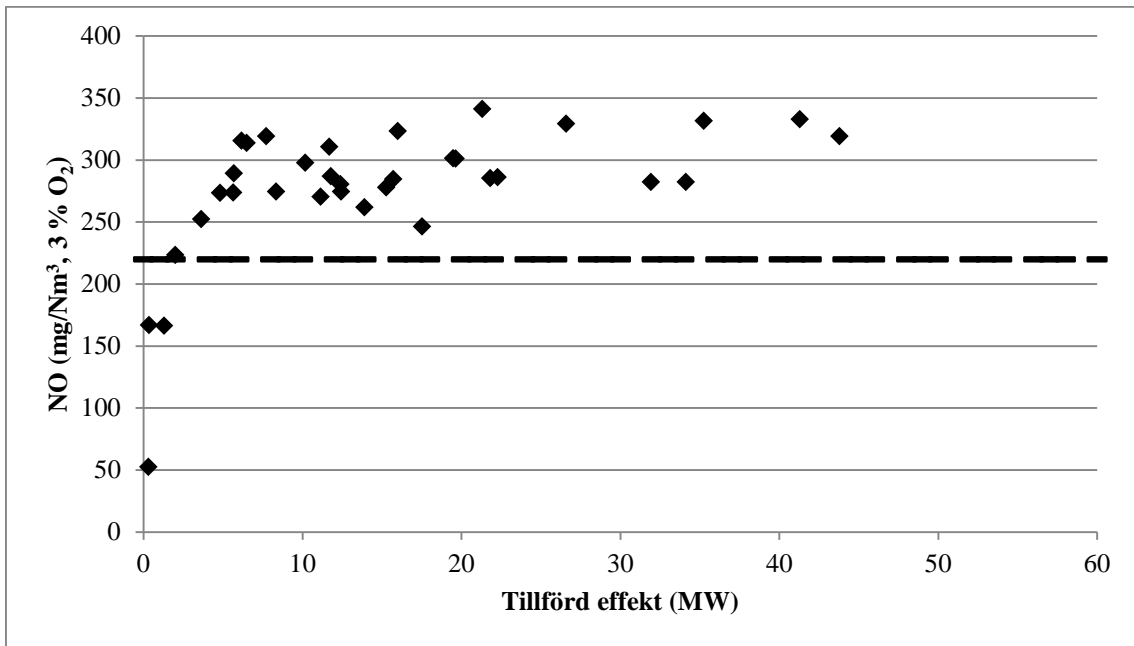
Figur 3.5. NO timmedelutsläpp ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ ) relativt panneffekt (MW) Panna 3. Streckad linje representerar begränsningsvärdet för timmedelutsläppen,  $400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ .



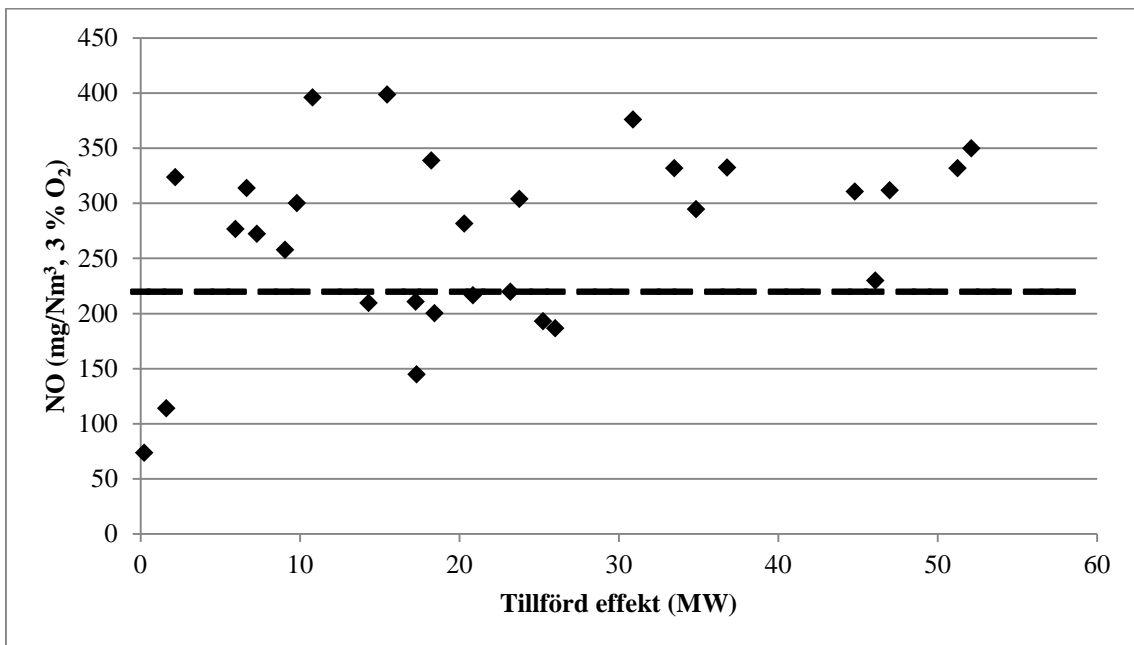
Figur 3.6. NO timmedelutsläpp ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ , 3 %  $\text{O}_2$ ) relativt panneffekt (MW) Panna 1. Streckad linje representerar begränsningsvärdet för timmedelutsläppen,  $400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$  (3 %  $\text{O}_2$ ).

I ovan fyra grafer är det synlig att samtliga timmedelutsläpp för Panna 3 under studerade månader hamnar under begränsningsvärdet  $400 \text{ mg}/\text{Nm}^3$  (3 %  $\text{O}_2$ ). Endast några få utsläpp hamnar ovanför begränsningsvärdet för Panna 1. Spridningen av mängden  $\text{NO}_x$  för Panna 1 är

större vid en och samma effekt än för Panna 3. Om istället dygnsmedelutsläppen jämförs med respektive begränsningsvärde fås Figur 3.7 och Figur 3.8.



Figur 3.7. NO dygnsmedelutsläpp (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>) relativt tillförd effekt (MW) Panna 3. Streckad linje representerar begränsningsvärdet för timmedelutsläppen, 220 mg/Nm<sup>3</sup> (3 % O<sub>2</sub>).



Figur 3.8. NO dygnsmedelutsläpp (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>) relativt tillförd effekt (MW) Panna 1. Streckad linje representerar begränsningsvärdet för timmedelutsläppen, 220 mg/Nm<sup>3</sup> (3 % O<sub>2</sub>).



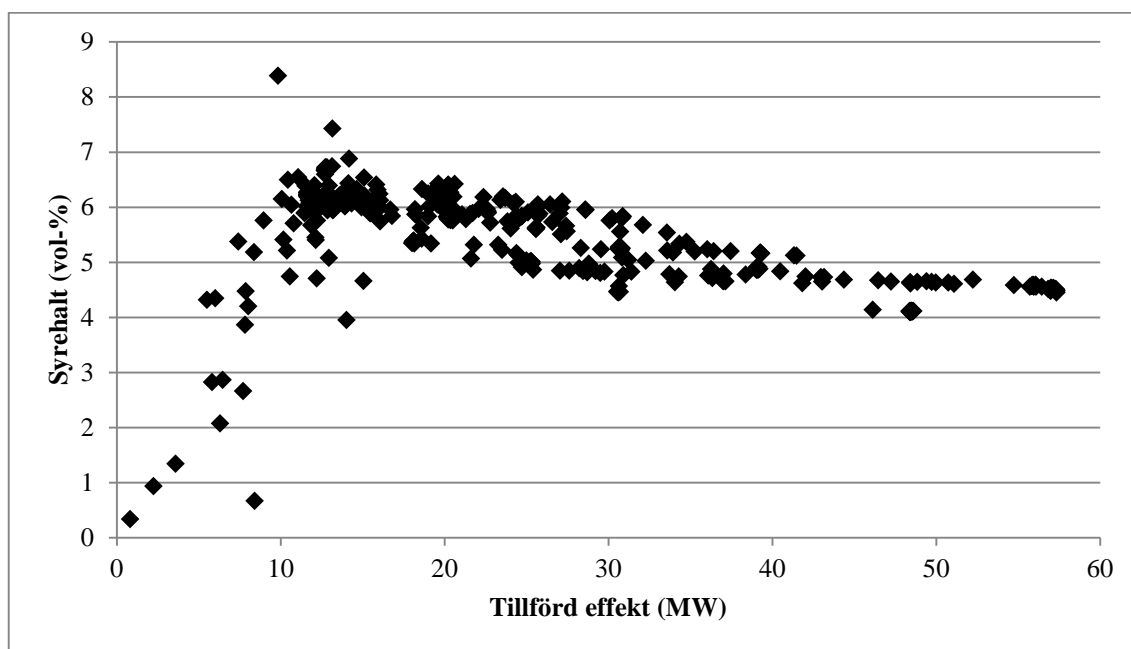
I ovan två grafer är det synlig att båda pannor har svårt att uppfylla utsläppsgränsen för dygnsmedelvärdet, 220 mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>. Likadant är det för månadsutsläppen under 2010-2015 då bara utsläppsvärdet uppfylldes 8 månader för Panna 1, 4 månader för Panna 2 och 5 månader för Panna 3 under perioden.

NO<sub>x</sub> kan som nämnts i avsnitt 2.2 bildas genom tre processer: termiskt NO<sub>x</sub>, prompt NO<sub>x</sub> och bränsle NO<sub>x</sub>. De olika bildningsprocesserna sker under olika omständigheter och utifrån detta dras ett antal slutsatser angående NO<sub>x</sub>-utsläppens uppkomst för Gunnesbopannorna.

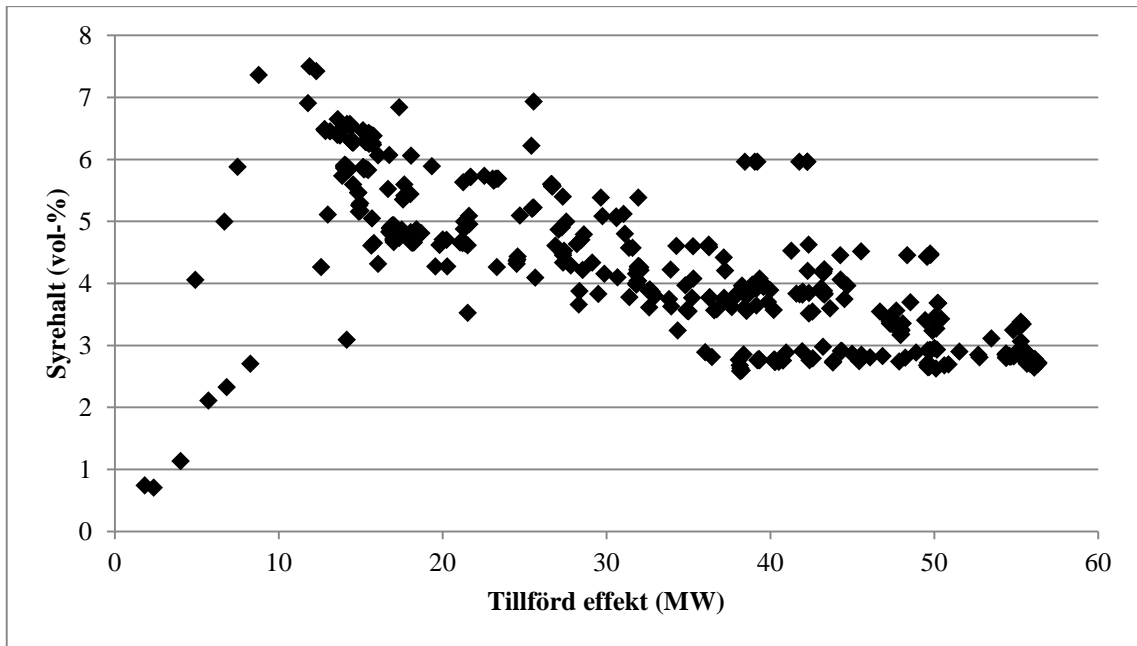
Termiskt NO<sub>x</sub> bildas när kvävet och syret i förbränningsluften reagerar med varandra. Termisk NO<sub>x</sub> är starkt beroende av temperatur och uppehållstid och bildas vid höga temperaturer och långa uppehållstider. Termisk NO<sub>x</sub> är också starkt beroende av syrekonzentrationen och högre syrekonzentrationer ger högre halter NO<sub>x</sub> vid en given temperatur. Om koncentrationen av syre hålls nere, liksom temperatur, kan bildningen av termisk NO<sub>x</sub> hållas nere.

En sak som påverkar temperaturen är om pannan körs med hög last så blir temperaturen i pannan som följd högre, vilket borde ge mer termiskt NO<sub>x</sub>. Detta beroende är synligt i Figur 3.3, Figur 3.4, Figur 3.5 och Figur 3.6 ovan. Biooljan som används innehåller relativt lite kväve (<0,05 volym-%) och därför kan NO<sub>x</sub> bildningen antas bero till väldigt liten del av bränsle NO<sub>x</sub> och istället till största del av termiskt NO<sub>x</sub>. Lägsta last är ca 15 MW så alla utsläpp under denna effekt avser start- och stopperioder.

Pannorna har kört med en varierande syrehalt, mellan ca 4-7 %, se Figur 3.9 och Figur 3.10.

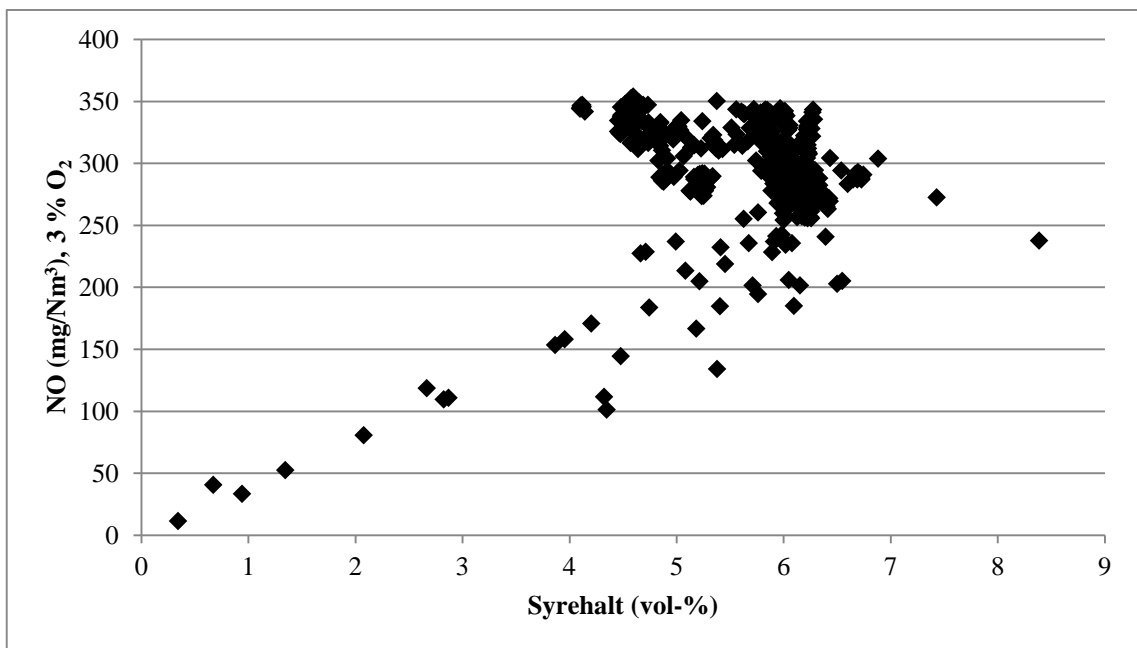


Figur 3.9. Syrehalten (volym-%) relativt panneffekten (MW) Panna 3.

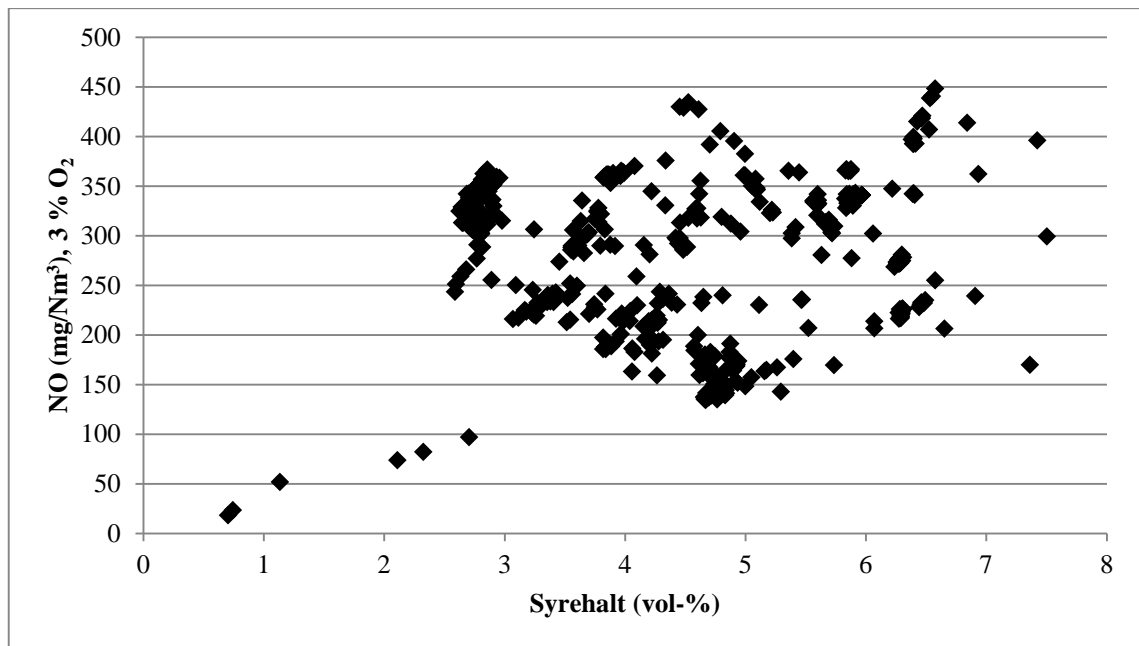


Figur 3.10. Syrehalten (volyms-%) relativt panneffekten (MW) Panna 1.

I Figur 3.11 och Figur 3.12 visas sambandet mellan syrehalten och NO<sub>x</sub> bildandet för Panna 3 respektive Panna 1.



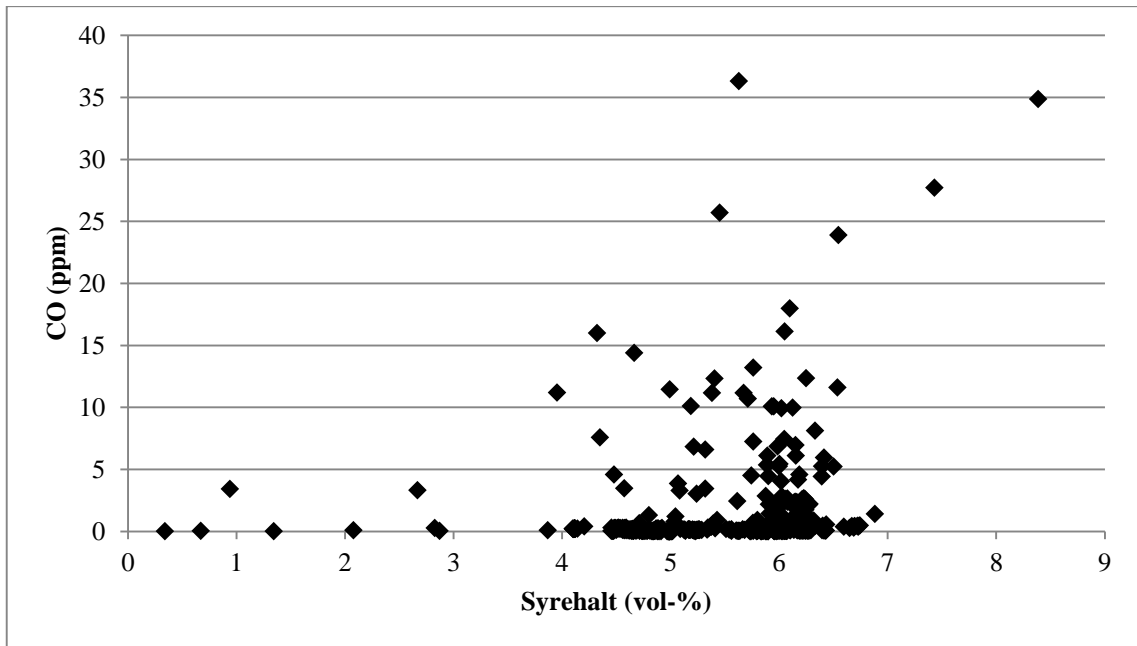
Figur 3.11. NO utsläpp (mg/Nm<sup>3</sup>) relativt syrehalt (volyms-%) Panna 3.



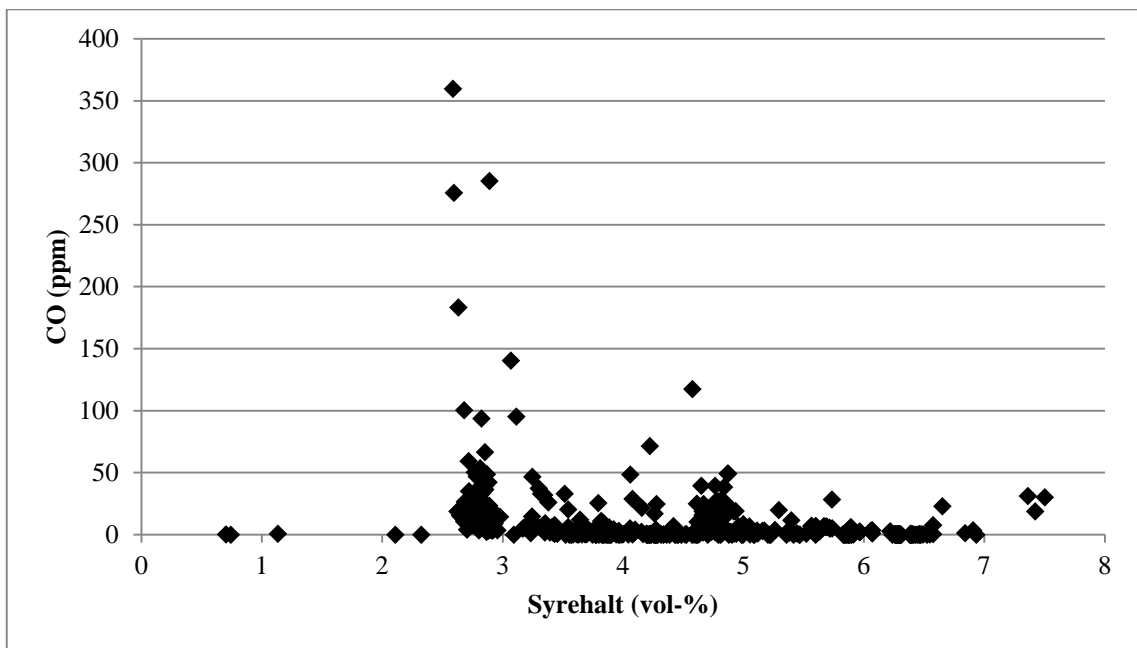
Figur 3.12. NO utsläpp ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ ) relativt syrehalt (volyms-%) Panna 1.

Typisk så är  $\text{NO}_x$  bildningen som störst runt en viss procent överskottsluft pga. av en kombination av hög förbränningstemperatur och högt luftöverskott. Vid både högre och lägre bränsle/luft förhållande än detta sjunker  $\text{NO}_x$  bildandet till följd av: (1) mindre syrekonzentration vid lägre luftöverskott samt (2) lägre flamtemperatur vid höga luftöverskott eftersom detta sänker temperaturen i flammen. Typiskt sett så är  $\text{NO}_x$  bildandet som högst vid 5-7 %  $\text{O}_2$  (25-45 % luftöverskott) [27]. Detta beroende kan till viss del synas för Panna 3 i Figur 3.11 där  $\text{NO}_x$ -utsläppen är som högst vid 4-7 % och är lägre vid både högre och lägre syreöverskott.

Vid ofullständig förbränning ökar mängden oförbrända kolväten, t.ex. kolmonoxid (CO), i systemet. Förbränningen blir ofullständig när inte tillräckligt mycket syre finns tillgängligt för att oxidera CO (totalt sett eller lokalt i områden med låg syrehalt pga. t.ex. dålig omblandning) eller när temperaturen blir för låg och det finns höga halter av kolväten som inte hinner oxideras eller när uppehållstiden är för kort och reaktionerna inte hinner klart. Bildningen av  $\text{NO}_x$  gynnas alltså av höga syrehalter och höga temperaturer medan bildningen av oförbrända kolväten gynnas av låga syrehalter och låga temperaturer. I Figur 3.13 visas CO utsläppen i förhållande till syrehalten för Panna 3 och i Figur 3.14 för Panna 1.



Figur 3.13. CO utsläpp (ppm) relativt (volyms-%) för Panna 3.



Figur 3.14. CO utsläpp (ppm) relativt (volyms-%) för Panna 1.

CO-utsläppen för Panna 3 är i medel 1,4 ppm och CO-utsläppen för Panna 1 är i medel 10,5 ppm. Det mycket högre medelvärde för Panna 1 beror på att CO-utsläppen vid flera tillfällen har varit mycket höga, och mycket högre än för Panna 3. Låga halter av CO eftersträvas eftersom höga CO halter kan vara ett tecken på ineffektiv förbränning. Höga halter av CO kan också leda till så kallad "CO-smäll" eftersom CO bildar en explosiv blandning med luft vid

koncentrationer över 12,5 vikt-%. I SFS 2013:252 finns bara begränsningar för CO för gasformiga bränslen och alltså inga för pannor som eldar andra typer av bränslen.

### 3.2.2 Bränslet

Bränslet som eldas i hetvattenpannorna på Gunnesboverket är bioolja. Bioolja är olja som är framställt från biomassa och den anses vara ett förnybart bränsle. Det finns olika kvalitetsklasser för biooljor, från lätt till tung. Biooljan som för tillfället används i pannorna på Gunnesbo är av typen "Mixed Fatty Acids" (MFA) och levereras av Vegoil E.P. AB i Sölvesborg. Biooljan tillverkas av restprodukter från livsmedelsproduktion (vegetabiliska råvaror) och biodieseltillverkning. Eftersom kvalitén på biooljan kan variera mycket ställs krav på kvalitén på oljan. Biooljan som Krafringen köper ska uppfylla de kriterier som anges i Tabell 3.5.

Tabell 3.5. Teknisk specifikation MFA (Mixed Fatty Acids).

Egenskap	Enhet	Max/Min	Värde	Analysmetod
Kalorimetriska värmevärdet	MJ/kg	Min	36	ASTM D240
Aska	Vikts-%	Max	0,05	ASTM D482 (ISO 6884)
Orenheter	Vikts-%	Max	0,5	EN12662
Vatten	Vikts-%	Max	1,0	ASTM D6304
Smältpunkt	°C	Typ	24,0	ISO 6321
Flampunkt	°C	Typ	>150	ISO 2719
Viskositet 40 °C	Mm <sup>2</sup> /s	Typ	30-50	ISO 3104
Viskositet 80 °C	Mm <sup>2</sup> /s	Typ	10-20	ISO 3104
Densitet 50 °C		Typ	0,89	ISO 12185
Kalium (K)	ppm	Max	100	SSAB 1101-00
Natrium (Na)	ppm	Max	100	ASTM D5863 B
Vanadin (V)	ppm	Max	25	ASTM D5863 B
Kväve (N)	Vikts-%	Max	0,1	ASTM D5762
Svavel (S)	Vikts-%	Max	0,4	ASTM D4294
Nickel (Ni)	ppm	Max	15	ASTM D5863 B

Oljan i Krafringens kundtank på plats i Sölvesborg skickades på analys (provet togs 18/11-2015) till Agrolab och resultaten presenteras i Tabell 3.6. Bränslet egenskaper har betydelse för vilka föreningar som bildas under förbränningen varav analyserna är av intresse för denna studie. Rökgasflödets sammansättning och storlek beräknas teoretisk med hjälp av elementaranalysen och utifrån detta även en teoretisk uppehållstid. Detta presenteras i Appendix C respektive Appendix D.

Tabell 3.6. Fysikaliska egenskaper för bränslet i tank i Sölvesborg.

Fysikaliska egenskaper	
Syretal (mg KOH/g)	92,82
Dynamisk viskositet vid 40 °C (cP)	50,11
Vattenhalt (%)	1,43
Olösliga orenheter (%)	0,06
Flampunkt 121 °C	-
Smältpunkt (°C)	26,1
Kväve (mg/kg)	342
Nickel (mg/kg)	1,45

Kalium (mg/kg)	<50
Natrium (mg/kg)	<50
Aska (mass-%)	<0,010

### 3.2.3 Förväntad drift av Gunnesbopannorna 2016-2020

Användningen av hetvattenpannorna på Gunnesboverket har sjunkit de senaste åren. Orsaken bakom den minskade användningen beror på byggnaden av Krafringens produktionsanläggning Örtoftaverket som togs i drift 2014 och tog över en stor del av fjärrvärmeproduktionen. Idag står Örtoftaverket för den huvudsakliga fjärrvärmeproduktionen medan pannorna på Gunnesbo körs tidvis, exempelvis när driften på Örtofta är nere eller under de kallare månaderna när effekten behövs i fjärrvärmenätet. Interna utredningar och simuleringar har gjorts för att förutspå driften för pannorna de kommande åren. I dessa simuleringar har Evitalledningen (fjärrvärmeledning som kopplar samman nätet i Lund och Helsingborg via Landskrona) tagits i beaktning. Pannorna förväntas främst att köras under vinterhalvåret dvs. november-februari och lite till och från i mars. Mellan april-augusti förväntas pannorna inte alls behövas. Efter sommaren, september-oktober, testkörs pannorna bara. Det är Panna 3 som kommer köras i första hand om möjligt, men även de andra kan behöva köras exempelvis vid sotning. Panna 2 är den sämsta panna och kommer att användas minst. Den förväntade driften för pannorna 2016-2020 beräknas inte skilja sig avsevärt. I Tabell 3.7 visas den förväntade driften för 2017 som en representation för perioden 2016-2020.

Tabell 3.7. Ungefärlig förväntad drift för Gunnesbopannorna år 2017 i MWh.

Effekt (MWh)	Panna 1	Panna 2	Panna 3
<b>Januari</b>	575	0	13250
<b>Februari</b>	450	0	8135
<b>Mars</b>	0	0	3580
<b>April</b>	0	0	0
<b>Maj</b>	0	0	0
<b>Juni</b>	0	0	0
<b>Juli</b>	0	0	0
<b>Augusti</b>	0	0	0
<b>September</b>	0	0	130
<b>Oktober</b>	130	0	0
<b>November</b>	600	130	1900
<b>December</b>	800	0	7403
<b>Summa</b>	2555	130	34398

Summan av den årliga driften är ungefär 2,56 GWh för Panna 1, 0,13 GWh för Panna 2 och 34,40 GWh för Panna 3. Rapporten baseras på denna driftsuppskattning.

### 3.2.4 NO<sub>x</sub> avgifter relaterat till Gunnesbopannorna

NO<sub>x</sub> avgiften gäller som nämnt i avsnitt 2.1.3 bara på enheter som producerar mer än 25 GWh/år. Senast som Krafringen betalade NO<sub>x</sub>-avgift för alla tre pannor på Gunnesboverket var år 2010. Sedan dess har Krafringen bara betalat för Panna 1 och 3, och 2014 betalade de endast för Panna 3, då pannorna används i mindre utsträckning än tidigare och bara Panna 3 för tillfället producerar mer än 25 GWh/år. Gunnesboverkets deklarerade utsläpp till Natur-

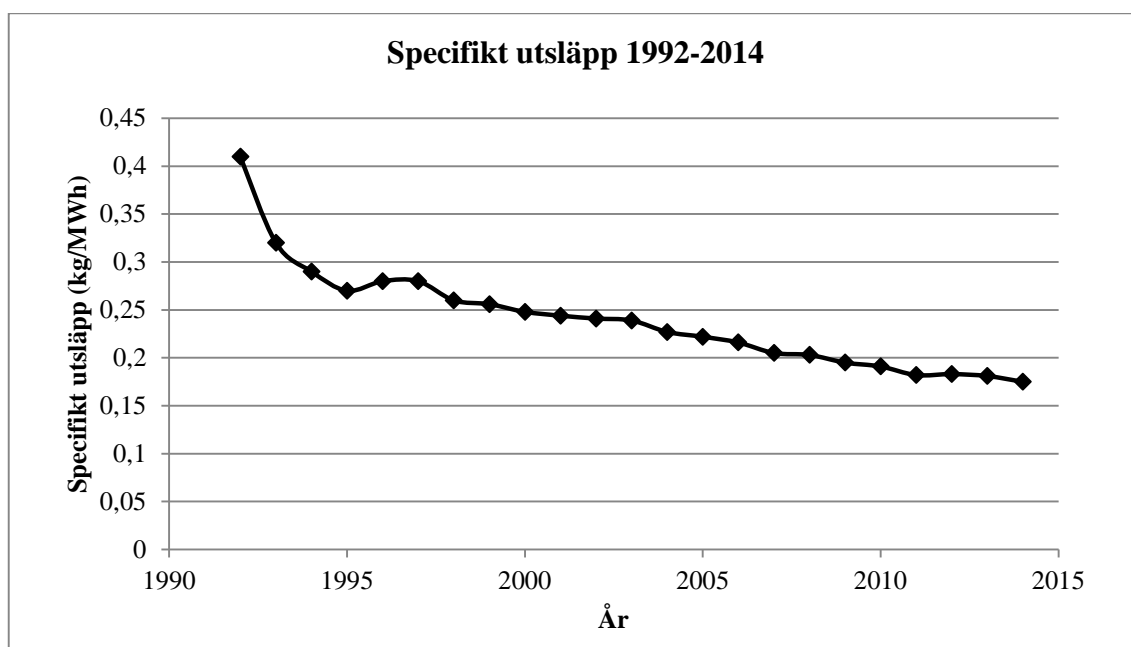
vårdsverket för kväveoxidavgiften för Panna 1 (P1), Panna 2 (P2) och Panna 3 (P3) de senaste åren redovisas i Tabell 3.8 (resultat frånsett andra enheter på Gunnesboverket som också omfattades av NO<sub>x</sub> avgiften dvs. gasturbinen (2013, 2012, 2011, 2010) och Panna 4 som eldas med naturgas (2011, 2010)). Nettobelopp angivet med ett minustecken framför representerar att beloppet är en kostnad. De höga återbetalningsbeloppen kan förklaras med att pannorna har höga NO<sub>x</sub>-utsläpp relativt sin nyttiggjorda energi enligt ekvation 2.1.

Tabell 3.8. Årlig statistik över producerad energi, mängden NO<sub>x</sub> och avgifterna för utsläppen från Gunnesbopannorna redovisat för Naturvårdsverket.

Deklarationsår	Nyttiggjord energi (MWh)	Mängd NO <sub>x</sub> (kg)	Nettobelopp (kr)
2014 (P3)	43 215	18 548	-558 271
2013 (P1, P3)	230 165	60 196	-954 415
2012 (P1, P3)	223 429	73 297	-1 643 240
2011 (P1, P3)	170 879	65 168	-1 746 059
2010 (P1, P2, P3)	240 959	89 401	-2 158 161

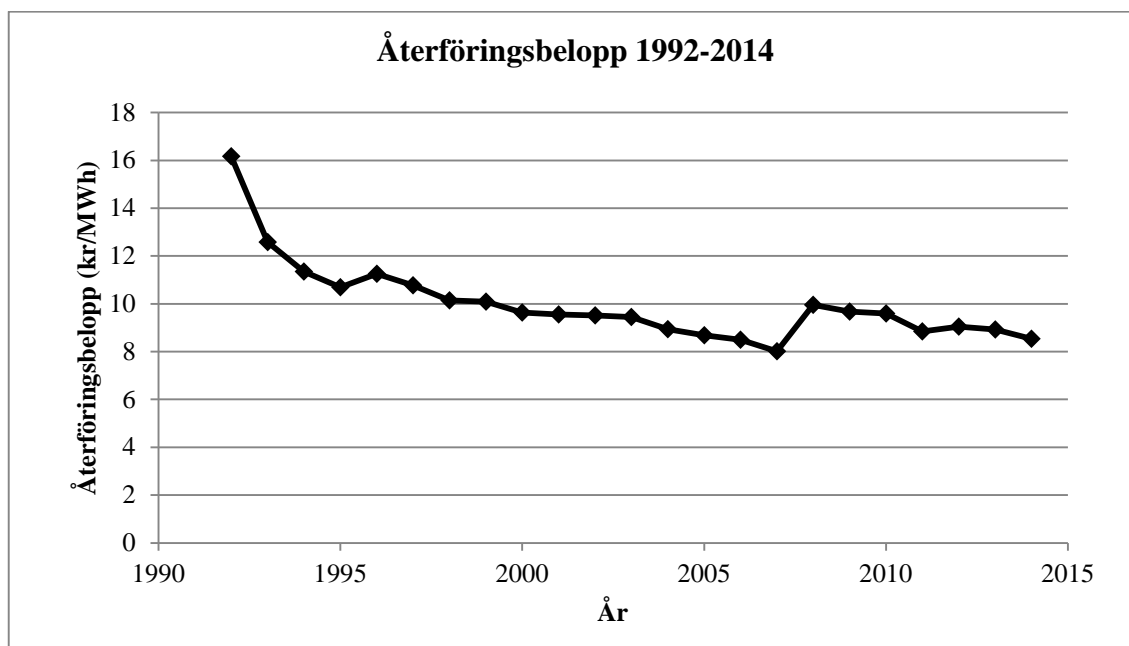
Enligt de interna prognoser som har gjorts av Kraftringen över hur mycket pannorna förväntas köras kommande år är det bara Panna 3 som fortsatt kommer att omfattas av NO<sub>x</sub>-avgiften. Panna 3 förväntas producera runt 35 GWh/år mellan 2016-2020 (diskuteras mer i avsnitt 3.2.3).

Sedan NO<sub>x</sub> avgiften infördes 1992 har det specifika utsläppet sjunkit för varje år, se Figur 3.15. Det specifika utsläppet var 2014 0,176 kg NO<sub>x</sub>/MWh vilket var det lägsta värdet hittills. Förutsatt att samma trend fortsätter kommer utsläppen av NO<sub>x</sub> från Panna 3 att vara en kostnad för Kraftringen fram till utsläppen av NO<sub>x</sub> minskar.



Figur 3.15. Specifikt utsläpp (kg NO<sub>x</sub>/MWh nyttiggjord energi) för år 1992-2014. Mellan 1996-1997 sänktes gränsen för avgiftsplikt från 50 GWh till 25 GWh.

Från 1997 och framåt har det specifika utsläppet minskat ganska linjärt. Det specifika utsläppet har varit i genomsnitt 0,2 kg/MWh och har minskat i genomsnitt 0,006 kg/MWh per år under den perioden.



Figur 3.16. Återföringsbelopp (kr/MWh nyttiggjord energi) för år 1992-2014. År 2008 höjdes NO<sub>x</sub> avgiften från 40-50 kr vilket gav en ökning av tillgodoföringen.

Återföringsbeloppet har också samtidigt sjunkit sedan NO<sub>x</sub> avgiften infördes till följd av minskade utsläpp, se Figur 3.16. Ökningen 2008 beror på att NO<sub>x</sub> avgiften höjdes från 40 till 50 kr/MWh det året. Från år 2008-2014 har återföringsbeloppet varit i medel 9,2 kr/MWh och sjunkit med ungefär 0,2 kr/MWh per år under den perioden.

Det specifika utsläppet för Panna 3 är omkring 0,13–0,37 kg/MWh vid de lägsta respektive högsta utsläppen. För driften 34,4 GWh (2016-2020) uppskattas utsläppen för pannan vara ungefär 13 000 kg NO<sub>x</sub>. Nettokostnaden beräknas med hjälp av ekvation 2.1 kommande år, utifrån uppskattade värden på återföringsbeloppet, och är redovisade i Tabell 3.9.

Tabell 3.9. Uppskattade värden på specifikt utsläpp, återföringsbelopp och nettokostnad för Panna 3 år 2015-2020.

År	Återföringsbelopp (kr/MWh)	Specifikt utsläpp (kg/MWh)	Nettobelopp (kr)
2016	8,07	0,162	372 000
2017	7,83	0,155	381 000
2018	7,59	0,148	388 000
2019	7,36	0,142	395 000
2020	7,12	0,136	402 000

NO<sub>x</sub> utsläppen relaterade till Panna 3 under 2015-2020 kommer alltså uppskattningsvis innebära en utgift på omkring 400 000 kr årligen.



## 4 Bestämning av processparametrar

För att bedöma förutsättningarna för tillämpning av SNCR på Gunnesbopannorna krävs kunskap om de faktorer som är av betydelse för SNCR reduktionens effektivitet. Bestämningssmetoderna för processparametrarna har varit experimentella och teoretiska. SNCR processen kräver att rök-gastemperaturen är inom ett visst temperaturfönster där reduktionskemikalien sprutas in och att uppehållstiden är tillräckligt lång för reduktionskemikalien att reagera med  $\text{NO}_x$  i rökgaserna.

### 4.1 Experimentella rök-gastemperaturmätningar

SNCR processen går bara att tillämpa i ett begränsat temperaturintervall eftersom reaktionerna mellan reduktionskemikalien och  $\text{NO}_x$  sker selektivt inom ett snävt temperaturintervall. Av den orsaken måste rök-gastemperaturprofilen i pannan bestämmas eftersom denna i dagsläget är helt okänd. Målet med rök-gastemperaturbestämningen är kännedom om rök-gastemperaturen, vid olika laster, på olika positioner, i pannan/pannorna eftersom det är utgångspunkt för att bestämma möjligheten av SNCR på pannan/pannorna och valet av eventuellt SNCR-system med hänsyn till insprutningssystem och punkter för insprutning för pannan/pannorna.

#### 4.1.1 Temperaturmätinstrument

Vid bestämning av temperatur finns en rad olika metoder och mätinstrument tillgängliga som är mer eller mindre noggranna vid bestämning av rök-gastemperatur.

##### *Termoelement*

Ett termoelement består av två metalltrådar av olika material som sammanfogas i ena änden. Termoelementet genererar en termoelektrisk spänning som beror av skillnaden i temperatur mellan den sammanfogade änden och den öppna änden. Olika material genererar olika stora spänningar och resultatet blir en potentialskillnad mellan de två ändarna som är mätbar med mätinstrument.

Termoelementen finns i olika material och vilken som används beror på vilket temperaturområde och miljö som mätningarna skall genomföras i. Termoelement av typ N är bättre än typ K vid högre temperaturer då den är mer termoelektriskt stabil dvs. att den har materialsammansättning som motverkar molekyllära förändringar i termoelementets material vid höga temperaturer. Termoelement av typ R och S och andra termoelement gjorda av ädelmetaller har mycket höga termiska stabiliteter, men är dock dyrare.

Tabell 4.1. Olika typer av termoelement, deras arbetsområde och atmosfärstålighet.

Typ	Arbetsområde	Atmosfärstålighet	Material
K	-200-1260 °C	Oxiderande miljöer. Ej lämplig i reducerande miljöer t.ex. svavel, cyanid, kol och väte.	Chromel-Alumel
N	0-1300 °C	Som typ K men bättre egenskaper över 200 °C.	Nicrosil-Nisil
S, R	0-1480 °C	Alla oxiderande miljöer då keramiskt skyddsror används.	Platina-Rhodium/platina

Termoelement finns i olika konstruktioner. För industriellt bruk är manteltermoelementet det vanligaste. I manteltermoelementet har metalltrådarna infogats i isoleringsmaterial, vanligtvis magnesiumoxid, och utvändigt finns en mantel av värmetålig metall. Manteltermoelementet

kan också monteras i ett skyddsrör. Skyddsröret består oftast av metall eller keramik och är till för att skydda mot den yttre mätmiljön.

Termoelementet påverkas av värmeutbyte genom strålning och konvektion med omgivningen, samt värmeledning genom termoelementets skaft/infästning. Eftersom termoelement bara mäter sin egen temperatur blir den temperatur den uppvisar en medeltemperatur av ytor, flammor, rök och andra gaser som har temperaturer som skiljer från den där termoelementet är placerad. Mätning av rökgastemperatur med konventionella termoelement ger stora mätfel då de visas både rökgastemperatur och stålning utbyte med omgivning och således har stora stålning förluster. Mätning av rökgastemperaturen med termoelement i pannor med vattenkylda panelväggar (likt pannorna på Gunnesbo) kan visa en temperatur som är 50-100 °C lägre än vad som erhålls med exempelvis en sugpyrometer i samma mätpunkt [28].

### ***Sugpyrometer***

Sugpyrometern är det mest etablerade mätinstrumentet för rökgastemperatur och anses vara mycket tillförlitlig och används därför ofta som referensmetod [28]. Sugpyrometern är ett långt rör med ett termoelement inuti där det omgivande röret skyddar mot stålning [29]. Genom röret sugas gas förbi termoelementet med hög hastighet för att få en bra konvektiv värmeöverföring och minimera effekten av strålning. Röret är försett med vattenkylning för att funka i miljöer med höga temperaturer [30].

Sugpyrometern används främst som ett tillfälligt mätinstrument för rökgastemperatur och inte för kontinuerliga mätningar då det kan få problem med igensättningar och korrosion och dessutom är stor och klumpig och kräver lufttryck och vattenkylning [28], [30]. Mätinstrumentet är flera meter långt och kan flyttas till olika djup i panna genom insättning genom exempelvis befintlig inspektionsfönster osv. för att nå alla områden i pannan [31].

### ***Infra-röd (IR) pyrometer***

Infra-röd (IR) pyrometer, som är ett optiskt instrument, användas för att bestämma rökgastemperaturer. IR pyrometern utnyttjar egenskapen att alla kroppar med en temperatur över absoluta nollpunkten utstrålar elektromagnetisk stålning. Den elektromagnetiska stålningen kan ses som en vågrörelse. I olika våglängdsområden kallas den elektromagnetiska strålningen för olika saker. IR strålning är strålning med våglängderna 0,75-100 μm [32]. De flesta pyrometrar mäter i ett mindre våglängdsområde inom IR området.

För att beskriva strålning utgår man från en så kallad svartkropp. Energin som träffar en kropp kommer antingen att absorberas, reflekteras eller transmittas. Kroppar som absorberar all strålning de tar emot kallas "svarta kroppar". Det är den utstrålade energin, den s.k. spektrala radiansen, som är av betydelse när IR pyrometri används. Den spektrala radiansen beskriver den utstrålade, emitterade, energin vid en viss våglängd [33], [32]. För en svart kropp gäller att den spektrala radiansen ( $E(\lambda, T)$  [W/m<sup>2</sup>·μm]) är en funktion av temperatur ( $T$  [K]) och våglängd ( $\lambda$  [μm]), enligt Plancks lag:

$$E(\lambda, T) = \frac{c_1}{\lambda^5 \left( e^{\frac{c_2}{\lambda T}} - 1 \right)} \quad (4.1)$$

Där  $c_1$  och  $c_2$  är empiriska konstanter.

För en svartkropp gäller att absorptionen=1. Alla verkliga kroppar utstrålar endast en del av denna strålning vid den givna temperaturen. Kvoten mellan dessa strålningar kallas för emiss-

ionsfaktorn ( $\epsilon$ ). Eftersom emissionsfaktorn för en "svartkropp" är 1, är därför emissionsfaktorn alltid mindre än 1. Enligt Kirchoffs lag antas att en ytas absorptionsförmåga är proportionell mot emissionsförmågan vid en viss våglängd (vid termisk jämvikt). För en svartkropp gäller alltså  $\text{absorption} = \text{emissivitet} = 1$  [32].

För en icke-svartkropp gäller att den totala utstrålade energin multipliceras med emissionsfaktorn.

$$E_{\lambda,g} = \epsilon(\lambda) \cdot E_{\lambda,s} \quad (4.2)$$

Olika material och gaser har olika emissiviteter.

Den utstrålade energin beror som nämnts av både våglängd och temperatur. Mängden utstrålad energi ökar med temperaturen enligt Stefan Boltzmanns lag. Beroendet mellan utstrålad energi och våglängd kan beskrivas med Wiens förskjutningslag. Wiens förskjutningslag anger den våglängd där svartkroppen utstrålar maximal strålning vid en given temperatur. Om emissionsfaktorn vid en våglängd är känd för ett objekt kan temperaturen bestämmas genom mätning av den utstrålade energin i det våglängdsområdet. För mätning av rökgasttemperaturen mäts oftast strålningen i ett mycket smalt våglängdsband i koldioxidens emissionsband. Koldioxiden är en produkt vid förbränningen och som absorberar kraftigt inom ett specifikt våglängdsområde i IR-området (våglängd 4,26 eller 4,5  $\mu\text{m}$ ) som ger rökgasttemperaturen [33], [32].

Den temperatur som mäts är strålningstemperaturen för  $\text{CO}_2$  gaserna inom det område som linsen ser, dvs. strålningen för den volym gas IR pyrometern ser. Pyrometern mäter normalt medeltemperaturen över hela målytan varför mätobjektet bör vara betydligt större än denna. Pyrometers synfält bör helt täckas av mätobjektets utbredning. Området man mäter över blir större ju längre ifrån linsen man kommer. Mätaren är optimerad så att kalla gasvolymmer framför och bakom målområdet inte påverkar mätvärdet.

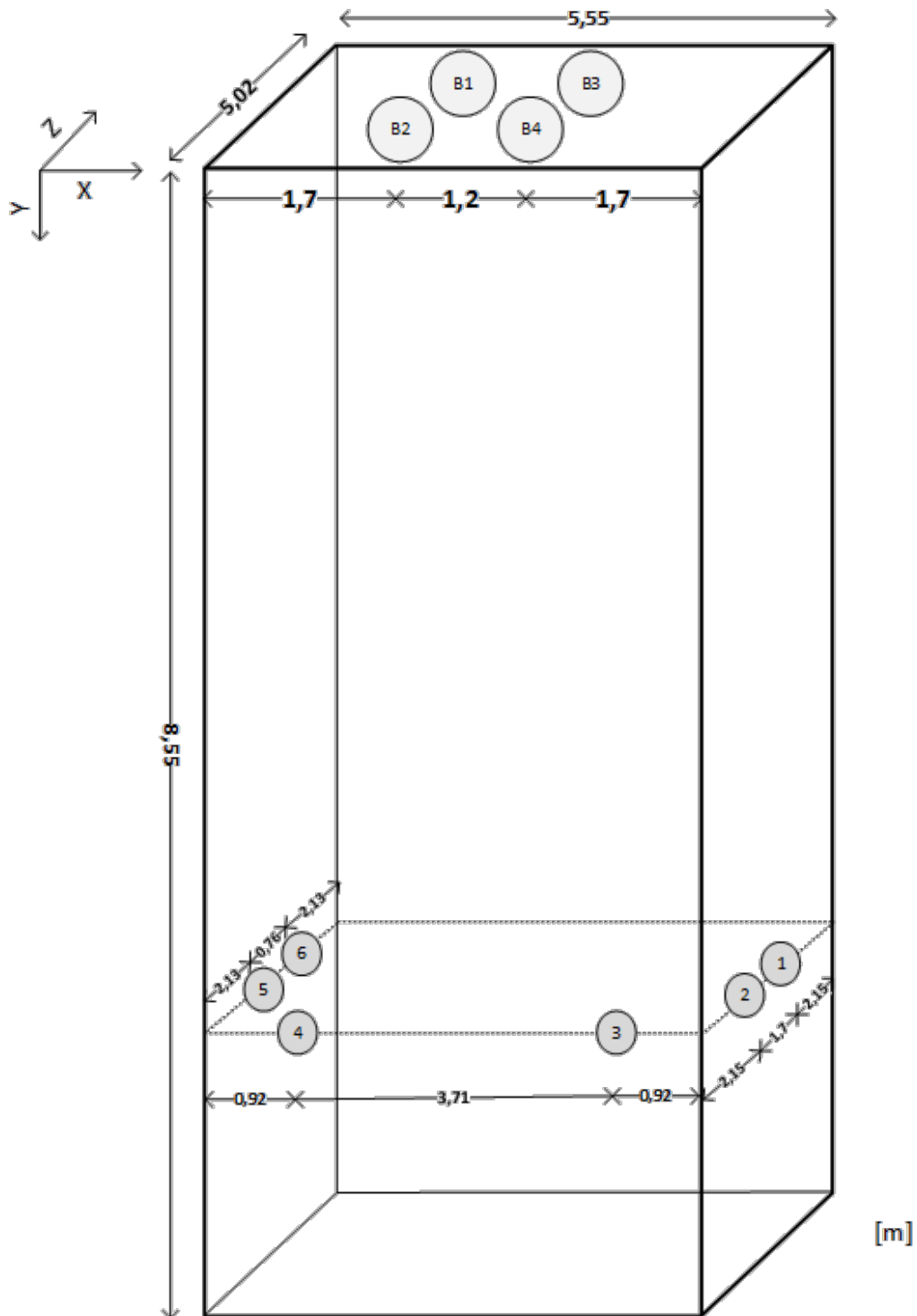
IR pyrometern kan monteras utanför pannan och temperaturer kan mätas genom exempelvis ett inspektionsfönster [31]. Fördelen med IR pyrometern framför termoelement och sugpyrometern är dess snabba respons vilket gör att den kan upptäcka stora variationer i temperatur vilket är betydelsefullt för SNCR processen [34]. Där finns dock en viss osäkerhet angående vad pyrometern ser, dvs. hur lång mätsträckan är samt hur olika gaskoncentrationer och stålning från andra källor inverkar. Dessutom påverkas IR pyrometern strålgång ut mot pannan av nedsmutsning [28].

#### 4.1.2 Försöksgenomförande

För att hålla projektets ekonomiska och tidsmässiga ramar väljs en av de tre hetvattenpannorna ut för försök. Den panna som väljs ut är Panna 3 eftersom det är den bästa pannan och den panna som kommer att användas mest kommande år.

Temperaturen över tvärsnittsarean av pannor är sällan konstant vilket betyder att mätningar vid olika avstånd från pannväggen bör göras utöver mätningar längst pannans höjd då det är viktigt att reduktionskemikalien fördelas ordentligt i rökgaserna [11]. Rökgastemperaturen beror på bränslet och lasten, och är fixt [16]. Mätningar görs i utvalda positioner i både horisontell och vertikal nivå. Positionerna valdes utifrån pannans utformning och tillgång till inspektionsfönster och andra tillgängliga mätpositioner och utifrån vald mätutrustning. Panna 3 har endast inspektionsfönster i två nivåer. Inspektionsfönsterna på den högre nivån är riktade

snett upp mot brännarna och kommer av den anledningen inte användas. En ritning över pannan visas i Figur 4.1. Pannans synfönsterna som användes som mätpositioner är utritade där B1, B2, B3 och B4 representerar brännarsynfönsterna medan 1, 2, 3, 4, 5 och 6 representerar synfönsterna på sidan av pannan. Inga synfönster finns på den borte änden av pannan eftersom detta är väggen mot pannans konvektionsdel.



Figur 4.1. Dimensioner för Panna 3 och dess synfönster.

För att utföra rökgastemperaturmätningarna valdes IR pyrometern som mätinstrument i kombination med termoelement. Trots de mätfel som kan uppkomma vid mätningar av rökgastemperatur med termoelement, kommer termoelement användas för att mäta temperaturen i pannan i de positioner som inte nås med IR pyrometern. IR pyrometern samt sugpyrometern kräver tillgång till inspektionsfönster. Sugpyrometern valdes bort av denna anledning, dvs. bristen på instickningspositioner, och dess klumpighet. Tanken är att samla tillräckligt mycket data för att ta fram ett samband hur rökgastemperaturen som uppmäts med IR pyrometern skiljer sig åt från termoelementets temperatur och på så sätt utnyttja termoelementen för att mäta och på så sätt bestämma rökgastemperaturen i de andra positionerna.

Termoelementen är mantlade termoelement av typ K och modell 8105000 från Pentronic. Det kommer användas i två olika utförande med olika dimensioner. Ett 10 meter långt termoelement kommer att användas (termoelement 1) och det andra termoelementet monteras i ett yttre skyddsrör (termoelement 2). Detaljer angående termoelementen visas i Tabell 4.2.

Tabell 4.2. Specifikationer av termoelement för rökgastemperaturmätningar.

<b>Modell</b>	8105000 från Pentronic	
<b>Typ</b>	Typ K	
<b>Temperaturområde (°C)</b>	-200-1260	
<b>Spetsdiameter (mm)</b>	6	
<b>Mantelmateriel</b>	Inconel 600	
<b>Mätpunkt</b>	Isolerad	
<b>Dimensioner termoelement</b> <i>L1 avser termoelementets längd</i> <i>L2 avser anslutningsledningens längd</i>	Termoelement 1	L1=10 000 mm L2=1000 mm
	Termoelement 2	L1=3000 mm L2=1000 mm
<b>Skyddsrör (termoelement 2)</b>	Material	Kanthal
	Dimensioner	L=2700 mm d=22 mm
	Temperaturområde (°C)	max 1300

IR pyrometern är av modell Heitronics KT 19 Series II. Detaljer angående IR pyrometern visas i Tabell 4.3.

Tabell 4.3. Specifikationer av IR pyrometern för rökgastemperaturmätningar.

<b>Modell</b>	Heitronics KT 19.69 Series II
<b>Temperaturområde (°C)</b>	300-2500
<b>Våglängdsområde (µm)</b>	4-5 (CO och CO <sub>2</sub> )
<b>Detektortyp</b>	C
<b>Lins</b>	K7
<b>Emissivitet</b>	1
<b>Svarstid (s)</b>	3 sek

IR pyrometern används för att mäta längs pannans bredd genom synfönsterna som sitter på pannans nedre del. Synfönster finns på tre av pannans sidor, två på varje sida, ungefär på höjden 2,3 m. För att mäta rökgastemperaturen inne i eldstaden genom synfönsterna krävs att

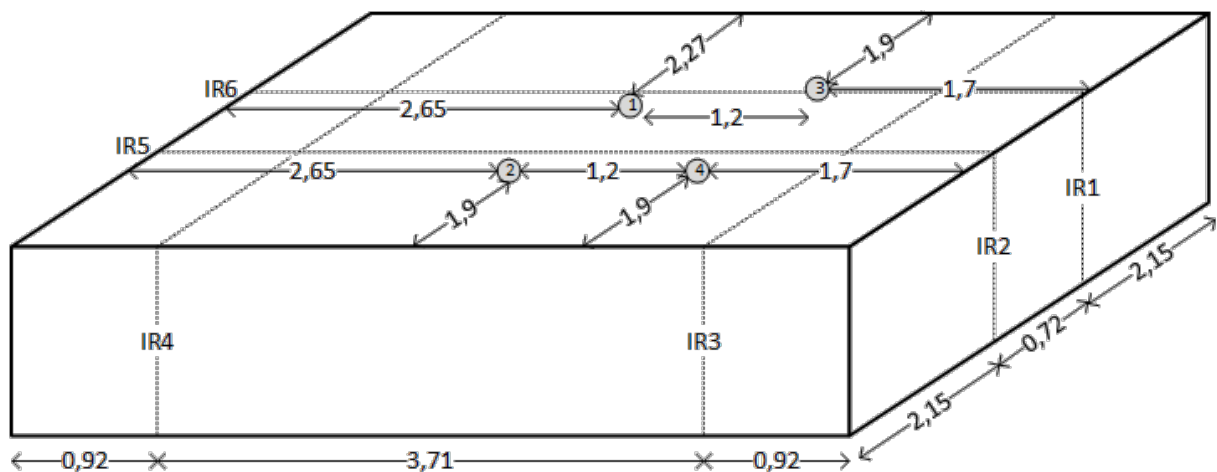
fönsterna är transparenta inom våglängdsområdet som IR pyrometern mäter i och på så sätt inte påverkar mätningarna genom att utstråla energi inom våglängdsområdet. Om fönsterna inte är transparenta mäter IR pyrometern helt eller delvis fönstrets temperatur. Samtliga fönster byttes ut till modellen Optiwhite som är ett glasmaterial med låg järnhalt, men som visade sig att inte vara transparent i våglängdsområdet. På grund av detta plockades fönsterna bort under mätningarna med IR pyrometern och mätningar gjordes direkt in i eldstaden.



*Figur 4.2. Försöksupställning för mätning med IR pyrometer genom synfönster på Panna 3.*

Även termoelementet i yttre skyddsrör (termoelement 2 i tabellen ovan) används för att mäta längs bredden på pannan, genom införing i samma grupp synfönster. Endast fönster 1, 2 och 3 är åtkomliga att mäta genom med skyddsröret på grund av att annan utrustning blockerar vid de andra positionerna. Dessutom är fönster 1 något riktat uppåt och på grund av detta används inte heller fönster 1 för mätningar med skyddsröret. Mät djupet med termoelementet i skyddsrör kommer variera mellan 150-250 cm (avstånd från väggen) och mätningar görs i mät djupen: 250 cm, 200 cm och 150 cm. Mätningar för nära väggen bör undvikas eftersom termoelementet påverkas kraftigt av strålningseffekter där. Dessutom är skyddsröret bara 2,7 m långt och pannans vägg har en viss bredd.

För att mäta längs pannans höjd kommer termoelementet utan yttre skyddsrör hängas ner i pannan genom synfönster på pannans topp (termoelement 1 i tabellen ovan). Dessa fönster är placerade enligt Figur 4.3. Mät höjderna med det hängande termoelementet varierar mellan 3-8 meter med 1 meters avstånd mellan mätpunkterna. En bild över brännarsynfönsternas position, och synfönsternas position i relation till IR pyrometern mätsträcka visas i Figur 4.3.



Figur 4.3. Brännarsynfönsternas placering på Panna 3. De streckade linjerna är mätsträckorna IR pyrometern mäter över genom synfönsterna på pannans sidor på höjden 2,3 m.

Vid mätningarna studeras ett bestämt antal lastfall (hög respektive låg last samt ett mellanliggande last) och övriga driftsparametrar hålls konstanta. Stabil drift måste uppnås innan försöken genomförs. Temperaturen mäts i varje position tills termisk jämvikt har uppnåtts. Försöken genomförs under ungefär 1-2 veckas tid, under vecka 9-10, där ett lastfall studeras under en dag. De lastfall som undersöks visas i Tabell 4.4. För att beskriva lasten används den producerade effekten.

Tabell 4.4. Lastfall vid vilka rökgastemperaturmätningar kommer genomföras.

Lastfall	Producerad effekt (MW)
Hög last (4 brännare)	50
Mellan last (2 brännare)	30
Låg last (1 brännare)	15

Syrehalten i pannan regleras efter den O<sub>2</sub>-kurva som styrsystemet reglerar efter. Typiskt startar brännarna i ordningen 1-4-3-2 eller 2-3-1-4 osv. dvs. den andra brännaren startar diagonalt från den första brännaren som startas.

Mätningarna görs i samma mätposition med olika mätutrustning i den mån möjligt, genom användning av två mätinstrumenten i samma mätposition.

## 4.2 Beräkning av teoretisk uppehållstid

En teoretisk uppehållstid för rökgaserna i pannan kan beräknas med hjälp av pannans volym och rökgasflödet. Rökgasflödet beräknas i Appendix C och den teoretiska uppehållstiden beräknas i Appendix D.

Mängden rökgaser varierar med lasten vilket betyder att det blir en variation i uppehållstiden beroende på vilket last pannan körs med. Den längsta uppehållstiden fås vid hög last och den kortaste uppehållstiden fås vid låg last. Uppehållstiden beräknas för hög last (~55 MW) respektive låg last (~15 MW) där rökgaserna vid 55 MW antas ha temperaturen 1400 °C och rökgaserna vid 15 MW antas ha temperaturen 1000 °C.

## 5 Resultat

Resultaten består av experimentella rökgasttemperaturmätningar, teoretisk uppehållstid, utformning av en eventuell SNCR process och en ekonomisk analys av en eventuell SNCR installation på Gunnesbopannorna.

### 5.1 Rök-gasttemperaturmätningar

Rök-gasttemperaturmätningar genomfördes under tre olika effekter: låg last (15 MW), mellanlast (30 MW) och hög last (50 MW). Lastfallet 15 MW studerades under 2016-03-04, lastfallet 30 MW studerades under 2016-03-02 och lastfallet 50 MW studerades under 2016-03-08.

Mätpositionerna som utnyttjades är presenterade ovan i Figur 4.1 och Figur 4.2. Resultaten av temperaturmätningarna för de tre olika lastfallen är presenteras nedan. De mätpositioner som utnyttjades under respektive lastfall begränsades av tid. Resultaten för IR pyrometern är baserade på mätningar under ca 3-5 minuter i varje mätposition. Resultaten för termoelementet i skyddsror är baserade på mätningar under ca 15 minuter i jämviktssläge i varje mätposition. Resultaten för termoelementet genom brännarsynfönster är baserade på mätningar under ca 5 minuter i jämviktssläge i varje mätposition.

#### 5.1.1 Lastfall 1: 15 MW

Vid lasten 15 MW är en av pannans brännare igång, i detta fall brännare 2. Under lastfallet utfördes temperaturmätningar med hjälp av IR pyrometern, det hängande termoelementet genom brännarsynfönsterna samt termoelementet i skyddsror. I Tabell 5.1 visas driftdata för Panna 3 under temperaturmätningarna för lastfallet.

Tabell 5.1. Driftförhållande för P3 under temperaturmätningarna för lastfall 15 MW.

<b>Panneffekt</b>	15 MW
<b>Brännare igång</b>	2
<b>Mätpositioner</b>	IR: 1, 2, 3, 4 Termoelement i skyddsror: 2, 3 Termoelement genom brännarsynfönster: B1, B2, B3
<b>Syrehalt, medel (%)</b>	5,4
<b>NO<sub>x</sub>, medel (mg/Nm<sup>3</sup>, 3 % O<sub>2</sub>)</b>	256

#### Temperaturmätningar med IR pyrometer vid 15 MW

I Tabell 5.2 visas resultaten av temperaturmätningarna med IR pyrometern vid 15 MW.

Tabell 5.2. Temperaturmätningar med IR pyrometer under 15 MW.

Last: 15 MW				
Position	Temperatur (°C)			
	Medel	Max	Min	$\Delta T_{\text{max-min}}$
1	915	981	828	153
2	1044	1145	948	197
3	912	1006	810	196
4	863	987	747	240



IR pyrometern mäter den högsta temperaturen på rökgaserna för den volym som den ser. Volymen den mäter över är konisk formad och volymen den mäter över ökar alltså med avståndet från linsen. Eftersom lins K7 och detektor C används blir mätområden längst ifrån linsen, på ca 5 m avstånd, ungefär 0,1 m i diameter.

Temperaturfördelningen i en och samma mätposition skiljer sig väldigt mycket. Skillnaden mellan den högsta och den lägsta temperaturen i samma mätposition är mellan 153-240 °C. Skillnaden mellan den högsta och lägsta temperaturen bland samtliga mätpositioner är ungefär 400 °C (position 2 och 4). Rökgaserna går i stråk. En kort svarstid som i detta fall (3 sekunder) gör att dessa stråkbildningar i pannan visar sig i IR pyrometers mätningar. Detta kan förklara att temperaturerna varierar så mycket i samma position. Ojämn temperaturfördelning över tvärsnittet kan ställa till problem vid en SNCR installation.

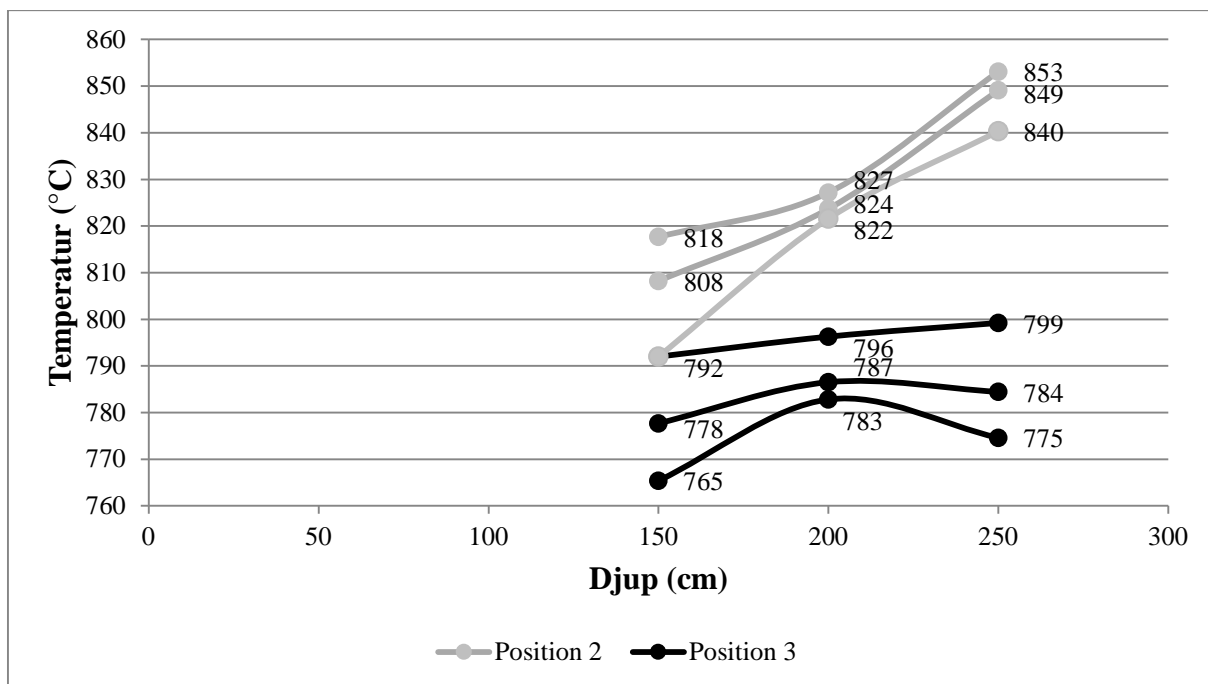
### **Temperaturmätningar med termoelement i skyddsrör vid 15 MW**

I Tabell 5.3 visas resultaten av temperaturmätningarna med termoelementet i skyddsrör vid 15 MW.

*Tabell 5.3. Temperaturmätningar med termoelement i skyddsrör under 15 MW.*

<b>Last: 15 MW</b>				
<b>Position</b>	<b>Avstånd från vägg (m)</b>	<b>Temperatur (°C)</b>		
		<b>Medel</b>	<b>Max</b>	<b>Min</b>
2	1,5	808	818	792
	2	824	827	822
	2,5	849	853	840
3	1,5	778	792	765
	2	787	796	783
	2,5	784	799	775

Temperaturen mellan det kortaste och det längsta instickningsdjupet varierar runt 40 °C i position 2. De högsta temperaturerna uppmäts i djupet 2,5 m och de lägsta temperaturerna närmast väggen i djupet 1,5 m. Temperaturen i position 3 varierar under 10 °C och sjunker något med instickningslängder över 2 meter. Temperaturerna visas i Figur 5.1.



Figur 5.1. Medeltemperaturer, max- och mintemperaturer, på olika mätdjup i Panna 3 i position 2 och 3 under 15 MW.

Beteende kan förklaras med att endast brännare 2 är igång vilket betyder att mätningarna med termoelementet i position 2 mäter närmre brännare 2, det varmare området, med längre instickningslängd. Mätningarna i position 3 visar på att temperaturen längs den axeln (z-axeln i Figur 4.1) är relativt konstant. Man kan även ana att temperaturen sjunker ytterligare något längst den axeln (z-axeln), bortom 2 meter vilket ungefär är djupet vilket brännaren sitter i. Resultaten av mätningarna med termoelementet i skyddsror indikerar samma som mätningarna med IR pyrometern, en ojämn temperaturfördelning över tvärsnittet.

Temperaturerna som uppmäts med termoelementet i skyddsror är som förväntat lägre än temperaturerna som uppmättes med IR pyrometern. Termoelementet påverkas, som beskrivet i avsnitt 4.1.1, av värmeutbyte genom strålning och konvektion från omgivningen. Termoelement som är monterade i skyddsror kan påverkas av så kallade skyddsroresförluster vilket innebär värmeavledning till omgivningen genom rörets infästning i pannväggen. Skyddsroresförlusterna reduceras med instickslängden. Termoelementet förlorar dessutom värme genom strålning till de kylda väggarna. Dessutom är temperaturmätningarna med IR pyrometern endast medelvärde över hela gasvolymen den ser, och eftersom det är varmare i delen av pannan där brännare 2 är igång, blir IR pyrometers mätningar i de positioner som mäter mot brännare 2 högre oavsett. IR1 och IR3 mäter inte mot brännare 2. Jämförs mätningarna i position 3 där både IR pyrometern och termoelementet användes, och om temperaturen antas vara relativt konstant längs z-axeln vilket termoelementet indikerade, är temperaturerna som uppmäts med IR pyrometern fortfarande över 100 °C (~130 °C) högre i medel, vilket kan bero på ovan nämnda värmeutbyten.

Temperaturerna som uppmäts i position 2 med IR pyrometern är över 200 °C (~220 °C) högre än temperaturerna som mäts med termoelementet i skyddsror i samma position. Temperaturerna längst den axel (x-axel i Figur 4.1) ändrar sig mycket mer eftersom det är brännare 2

som är igång varför det är rimligt att IR pyrometern uppmäter en mycket högre temperatur eftersom den mäter över hela tvärsnittet, och den delen av pannan där brännare 2 är igång. Mätningarna med termoelementet visade på att temperaturen ändrade sig ca 40 grader på 1 meter längre instickningslängd vilket skulle innebära att temperaturerna på andra sidan av pannan (på 3 meter instickningslängd dvs. i samma djup som brännare 2) är:  $40\text{ °C} \times 3 = 120\text{ °C}$  grader högre. Detta skulle innebära samma sak som antogs utifrån mätningarna i position 3, dvs. att termoelementet visar en temperatur som är ca 100 grader lägre.

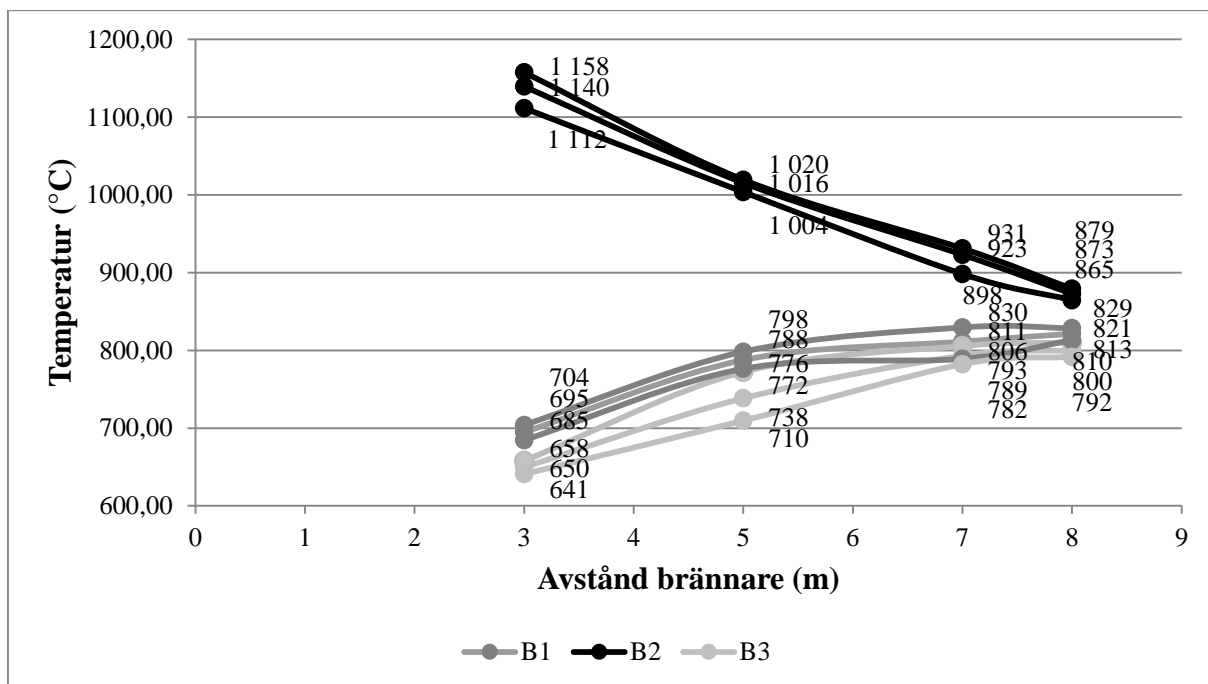
**Temperaturmätningar med termoelement genom brännarsynfönster vid 15 MW**

I Tabell 5.4 visas resultaten av temperaturmätningarna med termoelementet på olika höjder i pannan genom brännarsynfönsterna vid 15 MW.

Tabell 5.4. Temperaturmätningar med termoelement genom brännarsynfönster under 15 MW.

<b>Last: 15 MW</b>				
<b>Position</b>	<b>Avstånd från brännare (m)</b>	<b>Temperatur (°C)</b>		
		<b>Medel</b>	<b>Max</b>	<b>Min</b>
B1	3	695	704	685
	5	788	798	776
	7	811	830	789
	8	821	829	813
B2	3	1140	1158	1112
	5	1016	1020	1004
	7	923	931	898
	8	873	879	865
B3	3	650	658	641
	5	738	772	710
	7	793	806	782
	8	800	810	792

Temperaturerna som uppmäts i B2 är högst, vilket beror på att det är den brännare som är igång. Temperaturerna sjunker nedåt i position B2, brännaren som är igång, och ökar nedåt i position B1 och B3, brännare som inte är igång. Temperaturskillnaden mellan den högsta och den nedersta positionen (3-8 m) i B1 är  $144\text{ °C}$ ,  $293\text{ °C}$  i B2 och  $169\text{ °C}$  i B3. Temperaturerna visas i Figur 5.2.



Figur 5.2. Medeltemperaturer, max- och mintemperaturer, på olika mätthöjder i Panna 3 i position B1, B2 och B3 under 15 MW.

Synfönster i vilka temperaturerna mäts med termoelementet i skyddsrör samt IR pyrometer sitter ungefärligt på höjden 2,3 meter över golvet vilket betyder att mätningarna på avståndet ca 6 meter kan jämföras dessa temperaturer. Dock sitter inte synfönsterna på sidan av pannan i samma djup som brännarsynfönster, se Figur 4.3.

Enligt analyserna av temperaturmätningarna med IR pyrometern och termoelementet i skyddsrör antas samma sak för termoelementet i brännarsynfönsterna, dvs. att temperaturen som uppmäts med termoelementet är 100 °C lägre än den verkliga temperaturen. Temperaturen som IR pyrometern mäter är som sagt den högsta temperaturen i volymen den ser. Termoelementet genom B2 och IR pyrometern genom synfönster bör ge ungefär samma temperatur eftersom de mäter på ungefär samma område och området med högst temperatur. Om temperaturerna som uppmäts med IR pyrometern jämförs med mätningarna som gjordes med termoelementet genom brännarsynfönsterna på samma höjd och i positioner i närheten av varandra är temperaturerna generellt mellan 75-150 °C lägre vilket stämmer bra med resonemanget ovan att termoelementet visar ca 100 °C lägre temperatur än den verkliga rökgas-temperaturen.

Tabell 5.5. Temperaturskillnad mellan termoelement genom brännarsynfönster (på 6 m höjd) och IR pyrometern genom synfönster på pannans sidor vid 15 MW.

Positioner	Skillnad temperatur (°C)
2-B2(6m)	75
1-B1(6m)	116
1-B3(6m)	150

### 5.1.2 Lastfall 2: 30 MW

Vid lasten 30 MW är två av pannans brännare igång, i detta fall brännare 1 och 4. Under lastfallet utfördes temperaturmätningar med hjälp av IR pyrometern och det hängande termoelementet genom brännarsynfönsterna. I Tabell 5 visas driftdata för Panna 3 under temperaturmätningarna för lastfallet.

Tabell 5.6. Driftförhållande för P3 under temperaturmätningarna för lastfall 30 MW.

Panneffekt	30 MW
Brännare igång	1, 4
Mätpositioner	IR: 1, 2, 3, 4, 5, 6 Termoelement genom brännarsynfönster: B1, B3
Syrehalt (%), medel	4,53
NO <sub>x</sub> , medel (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )	299

### Temperaturmätningar med IR pyrometer vid 30 MW

I Tabell 5.7 visas resultaten av temperaturmätningarna med IR pyrometern.

Tabell 5.7. Temperaturmätningar med IR pyrometer under 30MW.

Last: 30 MW				
Position	Temperatur (°C)			
	Medel	Max	Min	$\Delta T_{\text{max-min}}$
1	1214	1261	1164	97
2	1258	1321	1196	125
3	1192	1251	1119	132
4	1207	1249	1133	116
5	1267	1318	1188	130
6	1231	1280	1192	88

Skillnaden mellan den högsta och den lägsta temperaturen i respektive position är mellan 88-132 °C. Skillnaden mellan den högsta och den lägsta temperaturen bland alla mätpositioner är ca 200 °C (position 2 och 3). Temperaturerna som uppmäts i de olika positionerna är mer lika än vid 15 MW eftersom fler brännare är igång vilket borde ge en jämnare temperaturfördelning över tvärsnittet.

### Temperaturmätningar med termoelement genom brännarsynfönster vid 30 MW

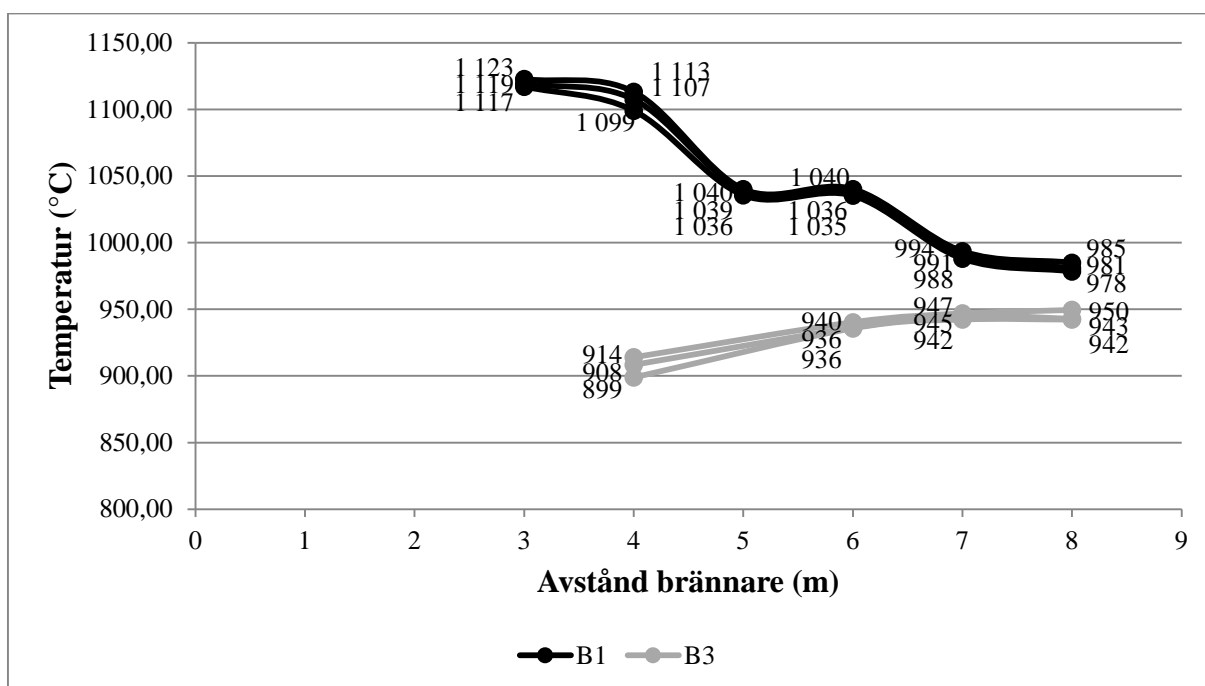
I Tabell 5.8 visas resultaten av temperaturmätningarna med termoelementet på olika höjder i pannan genom brännarsynfönsterna.

Tabell 5.8. Temperaturmätningar med termoelement genom brännarsynfönster under 30 MW.

Last: 30 MW				
Position	Avstånd från brännare (m)	Temperatur (°C)		
		Medel	Max	Min
B1	3	1119	1123	1117
	4	1108	1113	1099
	5	1039	1040	1036
	6	1036	1040	1035
	7	991	994	988
	8	981	985	978

B3	4	908	914	899
	6	936	940	936
	7	945	947	942
	8	943	950	942

Temperaturerna som uppmäts i B1 är högst, vilket beror på att det är den brännare som är igång. Temperaturerna sjunker nedåt i position B1, brännaren som är igång, och ökar nedåt i position B3, brännare som inte är igång. Temperaturskillnaden mellan den högsta och den nedersta positionen i B1 (3-8 m) är 144 °C, 51 °C i B3 (4-8 m). Temperaturen ändrar sig mycket mer den position där brännaren är igång och betydligt mindre i positionen där brännare inte är igång.



Figur 5.3. Medeltemperaturer, max- och mintemperaturer, på olika mäthöjder i Panna 3 i position B1, B2 och B3 under 15 MW.

Temperaturerna som uppmäts med termoelementet genom brännarsynfönsterna är betydligt lägre än temperaturerna som uppmäts med IR pyrometern på samma höjd. Jämförs mätpositioner i närheten av varandra fås uppemot 200-300 °C lägre temperaturer med termoelementet än med IR pyrometern, alltså termoelementet har 100 °C större fel än vid mätningarna vid 15 MW. På grund av detta blir det svårt att dra några tydliga slutsatser angående termoelements fel.

Tabell 5.9. Temperaturskillnad mellan termoelement genom brännarsynfönster (på 6 m höjd) och IR pyrometern genom synfönster på pannans sidor vid 30 MW.

Positioner	Skillnad temperatur (°C)
1-B1(6m)	178
1-B3(6m)	278
6-B1(6m)	195
6-B3(6m)	295

### 5.1.3 Lastfall 3: 50 MW

Vid lasten 50 MW är samtliga av pannans brännare igång. Under lastfallet utfördes temperaturmätningar med hjälp av IR pyrometern, det hängande termoelementet genom brännarsynfönsterna samt termoelementet i skyddsror. I Tabell 5.10 visas driftdata för Panna 3 under temperaturmätningarna för lastfallet.

Tabell 5.10. Driftförhållande för P3 under temperaturmätningarna för lastfall 50 MW.

Panneffekt	50 MW
Brännare igång	1, 2, 3, 4
Mätpositioner	IR: 1, 2, 3, 4, 5, 6
	Termoelement i skyddsror: 3
	Termoelement genom brännarsynfönster: B3
Syrehalt (%), medel	3,93
NO <sub>x</sub> , medel (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )	304

### Temperaturmätningar med IR pyrometer vid 50 MW

I Tabell 5.11 visas resultaten av temperaturmätningarna med IR pyrometern.

Tabell 5.11. Temperaturmätningar med IR pyrometer under 50 MW.

Last: 50 MW				
Position	Temperatur (°C)			
	Medel	Max	Min	$\Delta T_{\text{max-min}}$
1	1398	1436	1356	80
2	1326	1464	1380	84
3	1340	1396	1297	99
4	1387	1462	1322	140
5	1447	1500	1386	114
6	1466	1504	1423	81

Skillnaden mellan den högsta och den lägsta temperaturen i respektive mätposition är mellan 80-140 °C. Skillnaden mellan den högsta och den lägsta temperaturen bland alla mätpositioner är ca 200 °C (position 6 och 3). Detta visar på att temperaturfördelningen över tvärsnittet är ganska jämn jämfört med temperaturfördelningen vid 15 MW och 30 MW.

### Temperaturmätningar med termoelement i skyddsror vid 50 MW

I Tabell 5.12 visas resultaten av temperaturmätningarna med termoelementet i skyddsror.

Tabell 5.12. Temperaturmätningar med termoelement i skyddsror under 50 MW.

Last: 50 MW				
Position	Avstånd från vägg (m)	Temperatur (°C)		
		Medel	Max	Min
3	1,5	1019	1022	1016
	2	1032	1035	1027
	2,5	1038	1042	1034

Temperaturen mellan det lägsta och det högsta djupet varierar ungefär 20 °C. De högsta temperaturerna uppmäts i djupet 2,5 m och de lägsta temperaturerna närmast väggen i djupet 1,5 m.

**Temperaturmätningar med termoelement genom brännarsynfönster vid 50 MW**

I Tabell 5.13 visas resultaten av temperaturmätningarna med termoelementet på olika höjder i pannan genom brännarsynfönsterna.

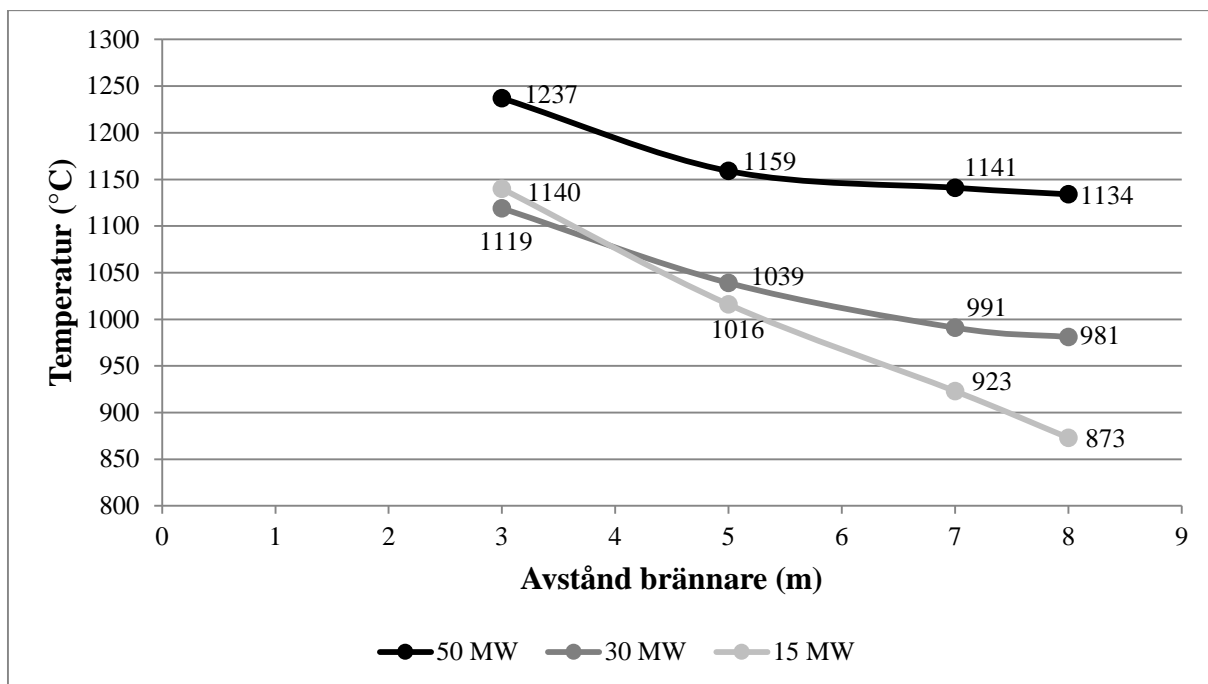
Tabell 5.13. Temperaturmätningar med termoelement genom brännarsynfönster under 50 MW.

Last: 50 MW				
Position	Avstånd från brännare (m)	Temperatur (°C)		
		Medel	Max	Min
B3	3	1237	1240	1234
	5	1159	1162	1156
	7	1141	1144	1139
	8	1134	1137	1130

Temperaturerna sjunker nedåt i position B3. Temperaturskillnaden mellan den högsta och den nedersta positionen i B3 (3-8 m) är ca 110 °C. Temperaturerna som uppmättes med IR pyrometern är runt 1400-1500 °C, dvs. utanför temperaturintervallet som de båda termoelementen kan mäta. Även här är dock temperaturerna som uppmäts med termoelementen mellan 200-300 °C lägre än temperaturerna som uppmäts med IR pyrometern och det är svårt att dra några tydliga slutsatser angående termoelements fel.

När temperaturprofilen längs pannans höjd jämförs i en position där mätningarna görs i anslutning till en brännare som är igång för olika last skiljer sig temperaturen närmast brännaren inte så mycket. Längs ner i pannan skiljer sig temperaturerna mer beroende på last. Temperaturskillnaden från högsta till nedersta position är mindre när alla brännare är igång jämfört när 1-3 brännare är igång.





Figur 5.4. Temperaturprofil i brännare som är igång i Panna 3 vid olika laster baserat på medelvärden.

## 5.2 Teoretisk uppehållstid

I Tabell 5.14 presenteras de framräknade teoretiska uppehållstiderna vid hög last respektive låg last.

Tabell 5.14. Beräknad uppehållstid för rökgaserna i pannan.

	Panneffekt [MW]	Rökgasflöde [m <sup>3</sup> /s]	Bränsleflöde [kg/s]	Upphållstid i pannan [s]
<b>Låg last</b>	15	22,2	1,61	5,83
<b>Hög last</b>	55	80,0	0,445	1,23

Den teoretiska uppehållstiden i pannan varierer alltså mellan ca 1,2-5,8 sekunder. Den beräknade uppehållstiden avser uppehållstiden i hela pannans volym. Det är rökgasernas uppehållstiden i rätt temperaturintervall och där reduktionskemikalien sprutas in som är viktig. Vid SNCR skall NO<sub>x</sub> i rökgaserna reagera med reduktionskemikalierna. Det har visat sig att en uppehållstid på minst 0,2 sekunder krävs i det optimala temperaturintervallen (funkar med lite lägre i den övre gränsen och krävs lite längre i den undre gränsen). Antas reaktionerna mellan NO<sub>x</sub> och reduktionskemikalie ske inom en volym lika stor som pannans tvärsnitt och 1 meter i höjd fås en uppehållstid som är 0,15–0,72 sekunder istället.

## 5.3 SNCR processutformning

En SNCR process består av förenklat av en tank för lagring av reduktionskemikalien, pumpar för flyttning av ammoniaklösning till injektionssystem, injektionssystem bestående av lansar och dysor samt styrsystem (ventiler, regulatorer och givare av olika slag).

Faktorer som är viktiga när det gäller drift av ett SNCR-system är injektionssystemets design, injektionspunkternas placering och temperaturen vid injektionspunkterna. Detta eftersom tillräckligt mycket reduktionskemikalie, som blandar sig väl med rökgaserna, skall doseras vid rätt temperaturintervall för att undvika ammoniakslip.

### 5.3.1 Val av reduktionskemikalie

Valet av reduktionskemikalie påverkar utformningen av SNCR systemet. Valet av reduktionskemikalie kan göras utifrån ett antal faktorer beskrivet i avsnitt 2.3.2. Lagringen av reduktionskemikalier skiljer sig åt. Vattenfri ammoniak förvaras under tryck vilket skulle ställa särskilda krav på lagringstanken. Ammoniak i vattenlösning lagras i tank vid atmosfärstryck. Om urea köps in i fast form i form av pellets krävs upplösning, spädning, och omblandning för att få urealösning av en viss koncentration. Detta kräver en silo för förvaring av urea, blandningstank för blandning av ureapellets och vatten, och dessutom en dygnstank för förvaring av färdigblandad urealösning. Dessutom måste tankarna varmhållas eftersom urealösningen annars fryser. Ammoniak är korrosivt vilket betyder att all utrustning som kommer i kontakt med ammoniaken måste vara korrosionstålig.

### 5.3.2 Val av injektionssystem

Den tillförda reduktionskemikalien måste blandas snabbt och väl med rökgaserna. Målet med injektionen är att fördela reduktionskemikalien jämnt över tvärsnittsarean vid den optimala rökgastemperaturen. Injiceringen kan på två olika sätt; antingen från väggen eller över hela tvärsnittet med lansar som sticks in i eldstaden. Varje insprutningslans är vanligen försedd med en eller flera dysor för att fördela reduktionskemikalien över hela tvärsnittsarean. De två olika insprutningssystemen kan användas enskilt eller i kombination med varandra. Även roterbara lansar finns på marknaden för ytterligare rörlighet för att nå svåråtkomliga ytor och bättre följa pannans temperaturprofil [19].

Reduktionskemikalier som injiceras i vätskeform finfördelas till vätskedroppar via dysorna och bildar en spray. Dysorna som används är designade för att skapa rätt storlek, hastighet och fördelning av dropparna för respektive panna och rökgastemperatur. Kemikalien tillsätts tillsammans med luft eller ånga under högt tryck för att finfördela vätskan och skapa en spray effekt. Det finns två olika typer av injektionssystem; ”low-energy” och ”high-energy” system. ”low-energy” system använder lite eller ingen trycksatt luft medan ”high-energy” system använder stora mängder trycksatt luft eller ånga.

Reduktionskemikalien är löst i vatten (ammoniak  $\text{NH}_4\text{OH}$  resp. urea  $\text{CO}(\text{NH}_2)_2$ ) och måste brytas ner till  $\text{NH}_3$  respektive  $\text{NH}_2$  innan den kan reagera. För att göra de måste vattnet avdunsta. Vattnet som omger urea måste avdunstas helt innan den kan brytas ner till  $\text{NH}_2$ . Vart reaktionen sker kan bestämmas i förväg genom storleken och hastigheten på dropparna som lämnar dysan. Ammoniak däremot är ett väldigt flyktigt ämne och  $\text{NH}_3$  i ammoniaklösningen bryts ner direkt när det lämnar dysan och når eldstaden. På grund av detta är injektionssystemet för ammoniak oftast ”high-energy” eftersom mer energi krävs för att kompensera för den lägre vikten av ammoniak i gasform jämfört med en vattendroppe [15], [35].

### 5.3.3 Val av injektionspunkternas placering

Insprutningspunkterna ska sitta placerade i anslutning till de zoner där den optimala temperaturen uppnås. Eftersom temperaturen i pannan varierar med lasten är det nödvändigt att kunna tillföra reduktionskemikalie vid olika positioner i pannan beroende på last.

Ett vanligt sätt att effektivt kunna reducera  $\text{NO}_x$  under olika lastvariationer är genom att utnyttja flera insprutare, placerade i flera nivåer/plan, som kan användas var för sig eller tillsammans, och som på så sätt går att växla mellan vid temperaturvariationer pga. lastvariationer. Detta ger systemet flexibilitet då man kan kontrollera mängden reduktionskemikalie och positionen för insprutningen och svara snabbt på ändringar i last. Detta kräver att temperaturprofilen vid olika last i pannan bestäms och utifrån denna delas temperaturprofilen in i olika zoner och varje zon förses med viss insprutare eller grupp av insprutare. Typiskt används 1-5 injektionszoner med 4-12 insprutare [15].

På grund av ojämn kemisk fördelning ( $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{O}_2$ ...) och på grund av variationer i temperatur även i injektionsplanet kommer  $\text{NO}_x$  reduktionen och ammoniakslipen trots denna design att variera och områden med hög reduktion och området med otillräcklig reduktion kommer finnas.

### 5.3.4 Val av styrsystem

Det är viktigt att kontrollera mängden reduktionskemikalie och vart i pannan den doseras för att undvika att den passerar pannan utan att reagera med  $\text{NO}_x$  i rökgaserna under rätt omständigheter och orsaka ammoniakslip. Mängden reduktionskemikalie som doseras och vilka injektionszoner som aktiveras kan styras på många olika sätt, enkla som mer svåra.

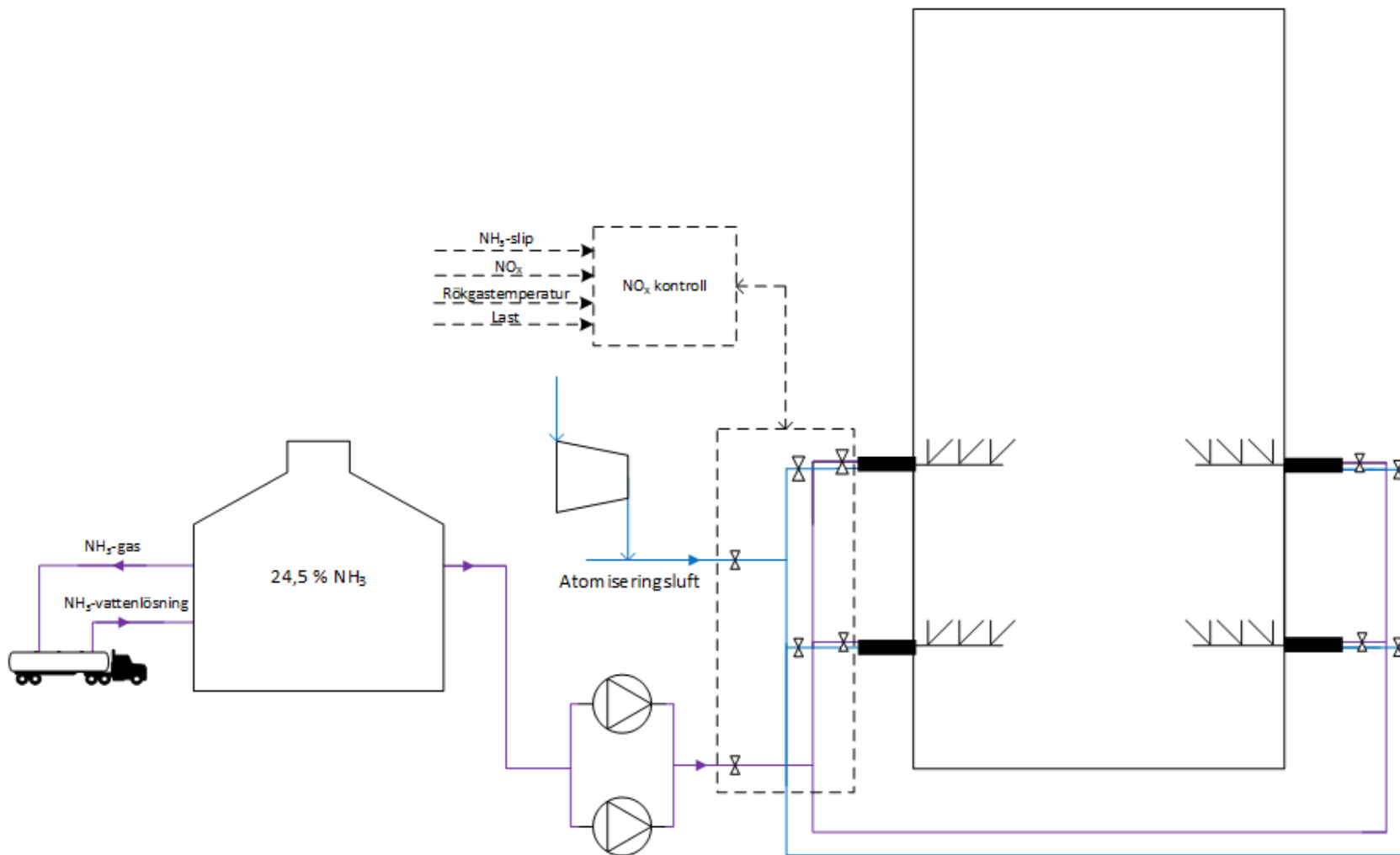
Ammoniakdoseringen kan styras med hjälp av pannlast där olika lansar aktiveras beroende på last. Vilka injektionszoner som aktiveras kan även styras med hjälp av rökgastemperaturen i injektionsplanet. Detta kräver temperaturmätutrustning i anslutning till injektionsnivåerna och ger möjligheten att svara snabbt på förändringar i temperatur och säkerställa att kemikalien injiceras i det område som ger optimal temperatur och  $\text{NO}_x$  reduktion,  $\text{NH}_3$  slip och kemikalieförbrukning. Oftast mäts temperaturen med hjälp av optisk eller akustisk temperaturmätutrustning [35].

Exempel på ett annat styrsystem är system baserat på de genomsnittliga utsläppen av  $\text{NO}_x$  under en viss tidsperiod. Metoden funkar bra i processer med liten variation i  $\text{NO}_x$  utsläppen men pga. av tidsfördröjningen som finns mellan  $\text{NO}_x$  bildningen och mätningarna av  $\text{NO}_x$  utsläppen så skulle exempelvis alldeles för stor mängd reduktionskemikalie kunna doseras vid ett tillfälle när väldigt hög mängd  $\text{NO}_x$  uppmäts men när väl systemet svarar på detta har gaserna lämnat systemet och en stor mängd ammoniak förblir oreagerat [36].

Ytterligare ett styrsystem som används är system där ammoniakslipen används för att bestämma mängden oreagerad reduktionskemikalie i rökgaserna. De uppmätta nivåerna av ammoniakslip används för att reglera mängden reduktionskemikalie som tillsätts i SNCR systemet. Nackdelen med detta system är ammoniakslipen i sig själv inte har så mycket att göra med  $\text{NO}_x$  mängden så att genom att justera kemikalimängden för att minska ammoniakslipen kan ge relativt dålig  $\text{NO}_x$  reduktion [36].

### 5.3.5 SNCR-system på Gunnesbopannorna

SNCR-systemet för Gunnesbo bygger på ammoniaklösning i 24,5 %-ig vattenlösning som reduktionsmedel. En översiktlig bild över den tänkta processen visas i Figur 5.5. De processkomponenter som normalt sett behövs för en fungerande SNCR process är: reduktionskemikalie, lagringstank för reduktionskemikalie, pump för kemikaliejektion, styrsystem för kemikaliejektion, mätsystem för halter av t.ex.  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NO}_x$  och  $\text{N}_2\text{O}$ . Särskilda krav ställs på utrustningen på grund av att ammoniak är korrosiv.



Figur 5.5. Processchema över SNCR processen.

Ammoniak transporteras i 24,5 %-ig vattenlösning med tankbil till anläggningen. Ammoniak lagras i en lagringstank. Tankbilen rymmer 40 m<sup>3</sup> ammoniaklösning men eftersom ammoniaklösningen avger ammoniakångor kan inte tanken fyllas helt utan utrymme krävs för ammoniakgaserna. Tanken dimensioneras så att en hel lastbil kan komma varje gång, och tanken görs ytterligare lite större för att göra plats åt ammoniakångorna ovanför vätskan i tanken. Ammoniakångor i luft är dessutom explosivt vid 15-28 % i luft. Gasen ovanför vätskan i tanken ligger i det koncentrationsområdet. Vid överföring av ammoniak från tankbil återförs ammoniakgaser som finns i toppen på lagringstanken till tankbilen.

Ammoniaklösning överförs från tankbil till ammoniaktank med hjälp av pump som tankbil oftast har. Eget rörsystem krävs, ett rör för fyllnad och ett rör för gasåterföring. Någon typ av givare krävs i tanken för att vana vid för låg ammoniakmängd i tanken. Tanken dimensioneras för 50 m<sup>3</sup> och kommer att vara ungefär 3 m i diameter och 7,1 m hög. Tanken är oftast dubbelmantlad (eller eventuella invallad) och av materialet syrafast rostfritt stål. Ammoniak löst i vatten förvaras vid atmosfärstryck.

Två ammoniakpumpar sitter i anslutning till tanken. Från pumparna leds ammoniaklösningen vidare till de olika lansarna. Pumparna är redundanta och vid normal drift används endast en av pumparna medan den andra fungerar som reserv.

På Örtoftverket används pumpar av typen kugghjulspumpar med magnetisk driftkoppling. Pumpens maxflöde är 240 l/h och pumpen dimensioneras 2 x 100 %, dvs. för ett ammoniakflöde runt 120 l/h. Flöde av ammoniak uppskattas vara runt 30-60 l/h på Gunnesboverket och en pump i samma storlek hade kunnat användas. Materialet är rostfritt stål som har bra korrosionsegenskaper.

Ammoniakflödet från pumparna förgrenar sig i lika stora ledningar och varje ledning går var sin injektionslans. Lansarna är utrustade med dysornas och dess uppgift är att finfördela kemikalien över tvärsnittet. In till varje lans leds även tryckluft för atomisering av ammoniaklösningen. Ju högre tryck desto mera atomiseringsluft och des finare spray bildas osv. Strålens längd blir kortare med finare droppar.

Regleringen av ammoniakflöde sköts av en PLC. Före varje lans sitter en ventil som reglerar flödet av ammoniak. Ventilerna regleras med hjälp av regulatorer. Regleringen sker med hjälp av regulatorer som antingen bygger på NO<sub>x</sub> eller NH<sub>3</sub>-slip. Efter varje ventil finns också flödesgivare. Flödesgivaren är kopplad till regulatorn. Regleringen består alltså av 3 stycken regulatorer; NO<sub>x</sub>-, NH<sub>3</sub>- och ammoniakregulator. NO<sub>x</sub> regulatorn påverkar flödet av ammoniak beroende på NO<sub>x</sub> halten i rökgaserna respektive NH<sub>3</sub> regulatorn påverkar flödet av ammoniak beroende på NH<sub>3</sub> halten i rökgaserna. Fördelningen av ammoniaklösning, dvs. vilka lansar som skall vara aktiva, görs med hjälp av temperaturen. Temperaturen i tvärsnittet mäts med hjälp av t.ex. IR- eller akustiska mätsystem. Denna reglering görs med hjälp av ammoniakregulatorn som i sin tur styr reglerventilerna.

För att finfördela ammoniaklösningen vid injektion används tryckluftsatomisering. Tryckluften som behövs för atomiseringen av ammoniak reduceras oftast från anläggningens arbetsluft som håller trycket 6-7 bar. Atomiseringstrycket är oftast sedan runt 0,5-1,5 bar. Trycket reduceras med hjälp av reduceringsventiler. Detta kräver även tryckgivare. Tryckluften används också för att kyla lansarna.

## 5.4 Ekonomisk analys

Kostnaderna för en SNCR installation på Gunnesboverket delas upp i utrustningskostnader (investeringskostnader) samt årliga driftskostnader. Kostnaderna för processen bygger på ammoniak i 24,5 %-ig vattenlösning som reduktionskemikalie. Den ekonomiska analysen omfattar bara en installation på Panna 3. Trots att resultaten visade på SNCR inte är tekniskt möjligt på pannorna på grund av att rätt temperaturintervall saknas, görs en ekonomisk analys ifall eventuella modifieringar görs på pannan/pannorna för att möjliggöra för SNCR.

### 5.4.1 Utrustningskostnader

Utrustningen som behövs för SNCR processen på Gunnesbo består av lagringstank, pumpar, injektionssystem, nytt tryckluftssystem på anläggningen, samt styr- och kontrollsystem bestående av instrumentering och armatur. Emissionsmätsystem som tillkommer vid en SNCR installation är och utsläppsmätsystem för ammoniak och lustgas. Kostnaderna relaterade till respektive utrustning presenteras i Tabell 5.15. Kostnaderna för utrustningen är uppskattade med hjälp av leverantörer av utrustning och liknande utrustning som har köpts in på Kraftringen tidigare. I beräkningar också ingår kostnaderna för en kompressor för ett nytt tryckluftssystem på Gunnesboverket. Detaljer angående vilka komponenter som ingår i respektive kostnad hittas i Appendix E.

Tabell 5.15. Uppskattade utrustningskostnader för SNCR systemet.

Utrustningskostnad	Kostnad
Lagringstank för ammoniak	560 000
Pumpar	25 000
Injektionssystem	96 000
Utsläppsmätsystem	375 000
Kompressor	75 000
Rörledningar	120 000
El- och styrinstallationer	460 000
Instrumentering och armatur	310 400

Den totalt kostnaden för SNCR utrustningen uppskattas till ungefär 2 Mkr. Övriga kostnader som inte uppskattas ovan tas hänsyn till med hjälp av en procentsats. Kostnader för ingenjörsarbete antas vara 10 % av investeringskostnaden och oförutsagda kostnader ytterligare 10 % av investeringskostnaden. Den totala investeringskostnaden blir ungefär 2,5 miljoner.

### 5.4.2 Driftskostnader

Årliga kostnader relaterade till SNCR processen består av reduktionskemikalieförbrukning, atomiseringsluft, kostnader för att driva kompressor för tryckluft och kostnader för att driva pumpar. Dessutom förlorar pannan effekt då en del av energin går åt för att förångas reduktionskemikalien i vattenlösning som injiceras. Även underhållskostnader är en årlig kostnad. Kostnaderna beräknas utifrån drifttiden 1200 h/år (då den producerad effekt förväntas vara 34,4 GWh mellan 2016-2020 vilket kan tänkas vara exempelvis halvlast under 1200 h och 50 dagar).

Eftersom rätt temperaturintervall för SNCR i verkligheten sakna i Panna 3 beräknas kostnaden för ammoniakförbrukningen vid ett antal tänkbara reduktionsgrader beräknas, 30-60 %. Förbrukning beräknas för de högsta uppmätta NO<sub>x</sub> koncentrationerna och rökgasflöden, och

ett ammoniaköverskott NSR=2. Detta ger ammoniakförbrukningen i värsta möjliga fall. Priset antas vara desamma som i Örtofta, 1763 kr/ton. Beräkningarna visas i Appendix F och resultaten visas sammanfattat i Tabell 5.16.

Tabell 5.16. Kostnad för kemikalieförbrukningen under ett års drift.

Ingående NO <sub>x</sub> koncentration (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )	450			
Reduktionsgrad (%)	30	40	50	60
Utgående NO <sub>x</sub> koncentration (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )	315	270	225	180
Ammoniakförbrukning (24,5 %) (kg/h)	26	35	44	53
Ammoniakpris (kr/kg)	1763			
Ammoniakkostnad (kr/år)	55 900	74 600	93 200	111 800

Kostnaderna för kompressor- respektive pumpdrift är också en årlig kostnad. Dessa beräknas i Appendix G. Kostnaden för den extra bioolja som behövs på grund av pannförluster beräknas också i Appendix G. De årliga kostnaderna relaterade till driften av SNCR presenteras i Tabell 5.17.

Tabell 5.17. Uppskattade driftskostnader för SNCR systemet.

Driftskostnad	Kostnad (kr)
Reduktionskemikalie	30 % red.: 55 900 40 % red.: 74 600 50 % red.: 93 200 60 % red.: 111 900
Kompressordrift	7000
Pumpdrift	200
Förluster panneffekt	5000
Underhåll	36 200
Övrigt	15 000

### 5.4.3 NO<sub>x</sub> avgiften

Minskade utsläpp som installerad SNCR-teknik skulle medföra skulle bidra till att generera en lägre NO<sub>x</sub> avgift vilket skulle påverka investeringskalkylen i reningstekniken. I beräkningarna beräknas NO<sub>x</sub> avgiften om utsläppen halveras, från 13 000 kg till 6500 kg med hjälp av ekvation 2.1. Återföringsbeloppen beräknades i avsnitt 3.2.4. Minustecknet representerar att nettobeloppet är en kostnad.

Tabell 5.18. Sänkning av NO<sub>x</sub> avgift med 50 % reduktion.

	2017	2018	2019	2020
Återföringsbelopp (kr/MWh)	7,81	7,61	7,41	7,21
Producerad effekt (MWh)	34400			
NO <sub>x</sub> avgift utan reduktion (kr)	-381 000	-388 000	-395 000	-402 000
NO <sub>x</sub> avgift 50 % reduktion (kr)	-56 000	-63 000	-70 000	-77 000
Sänkning NO <sub>x</sub> avgift med reduktion (kr)	325 000			

#### 5.4.4 Investeringsbedömning

En investeringsbedömning tas fram med hjälp av verktyget Invest for Excel. Verktyget använder sig av Nuvärdesmetoden och nettonuvärde för att fastställa om en investering är lönsam. Nettonuvärde är skillnaden mellan nuvärde och investeringskostnad. En investering är lönsam om nettonuvärdet är större än noll (eller när internränta (diskonteringsränta som ger nettonuvärde noll) är högre än diskonteringsräntan kalkylräntan).

Kalkyltiden sätts till 20 år och restvärdet till noll i slutet av perioden eftersom utrustningen inte antas ha något värde efter denna tid. Kalkyltiden avser 01/2017-12/2036. Den årliga kalkylräntan är 9 % och avser den årliga avkastning som krävs för projekt/investeringar på Kraftringen.

<b>Kalkyltid år</b>	20	
<b>Kalkyltid börjar</b>	01/2017	
<b>Kalkyltid slutar</b>	12/2036	
<b>Kalkylränta (%)</b>	9	
<b>Investeringar (tkr)</b>	-2 400	<i>Utrustningskostnader i avsnitt 5.4.1</i>
<b>Avskrivning, linjär (%)</b>	5	
<b>Intäkter (tkr)</b>	325	<i>Minskad NO<sub>x</sub> avgift enligt avsnitt 5.4.3</i>
<b>Kostnader (tkr)</b>	-175	<i>Driftskostnaderna i avsnitt 5.4.2</i>
<b>Nettonuvärde</b>	-1254	<i>&lt;0 =&gt; Ej lönsam</i>
<b>Internränta (%)</b>	-0,39	<i>&lt;9 =&gt; Ej lönsam</i>

Investeringen är inte lönsam då nettonuvärdet är mindre än noll. Investeringen kommer aldrig att vara lönsam eftersom de enda intäkterna som genereras är intäkterna för den sänkta NO<sub>x</sub> avgiften. Investeringsbedömningen kan dock användas i företaget för att jämföra investeringen i SNCR med andra eventuella reduktionsåtgärder som kan tänkas användas på hetvattenpannorna på Gunnesbo.



## 6 Slutsats och framtida studier

Mängden  $\text{NO}_x$  som släpps ut från de biooljeeldade hetvattenpannorna på Gunnesboverket måste minska för att nå de skärpta utsläppskraven. Detta projekt syftade till att undersöka huruvida selektiv icke-katalytisk reduktion (SNCR) var en teknisk och ekonomisk optimal lösning för att minska  $\text{NO}_x$  utsläppen. Slutsatserna från projektet är att SNCR inte är tekniskt möjligt att implementera på pannorna på grund av de höga rökgastemperaturer som uppmättes i de experimentella försöken. Rätt temperaturområde uppmättes endast vid lägsta last medan temperaturerna vid de högre lastfallen som undersöktes var för höga. Det optimala temperaturintervallet för SNCR med ammoniak som reduktionskemikalie är 850-1100 °C och den optimala temperaturen är runt 950 °C. Temperaturerna vid mellanlast var mer än 200-300 °C för höga och temperaturerna vid hög last var mer än 400-500 °C för höga än den optimala temperaturen.

Ytterligare ett problem som visade sig i rökgastemperaturmätningarna, och som man hade kunnat anta utifrån pannans utformning och brännarkonstruktion, är att temperaturfördelningen på en och samma höjd är väldigt ojämn över tvärsnittet, särskilt vid de låga lasterna. Detta kan förklaras med att brännarna sätts igång en i taget, beroende på last, vilket resulterar i området som är väldigt varma i anslutning till brännarna som är igång, och områden som är kalla i områden där brännare inte är igång.

Avsikten i början av projektet var att utnyttja både termoelement och IR pyrometer för att mäta rökgastemperaturen i pannan genom att ta fram ett samband mellan hur IR pyrometers och termoelementets temperaturer skiljer sig åt då termoelementet inte bara mäter rökgastemperaturen. Slutsatser angående termoelementets fel är svåra att dra på grund av att IR pyrometers temperaturer endast är en typ av medelvärde över hela dess mätsträcka. Dessutom måste mätpositionernas relation till varandras tas i åtanke eftersom mätpositionerna sitter på olika avstånd och djup i pannan och alltså mäter på olika ställen. Vid lägsta last kunde slutsatser dras att temperaturen som termoelementet uppvisade var 100 °C lägre än den verkliga rökgastemperaturen som uppmättes med IR pyrometern och på så sätt kan termoelementets temperaturmätningar användas för att uppskatta rökgastemperaturen i punkter samt områden i pannan som inte nåddes med IR pyrometern. Vid högre lastfall var skillnaden mellan termoelementets och IR pyrometern temperaturer högre, uppemot 200-300 °C och inga tydliga slutsatser angående termoelementets fel kunde dras. Rökgastemperaturerna som uppmättes vid dessa lastfall, med IR pyrometern, var så pass höga att de var utanför termoelementets arbetsområde. För termoelement av typ K kan det uppstå en typ av korrosion som ger mätfel i takt med att tråden bryts ner på grund av höga temperaturer (800-1100 °C) eller låg syrenivå runt tråden [37]. De större mätfelen vid de högre lastfallen och följaktligen högre temperaturerna kan förslagsvis förklaras med detta fenomen. Temperaturmätningar gjordes inte i alla mätpositioner (1, 2, 3, 4, 5, 6 med IR pyrometer och termoelement i skyddsror och B1, B2, B3, B4 med hängande termoelement) vid alla lastfall på grund av brist på tid. I alla lastfall gjordes mätningar med någon av mätutrustningen längst tvärsnittet och minst en mätning i någon position längs höjden för att få en helhetsbild av temperaturprofilen i pannan.

För att  $\text{NO}_x$  i rökgaserna ska reduceras krävs förutom att rökgaserna har rätt temperatur, att rökgaserna har tillräckligt lång uppehålls inom det optimala temperaturintervallet. Vid för låga temperaturer är reduktionsreaktionerna långsamma och vid för höga temperaturer bildas biprodukter så som lustgas eller att ammoniak reagera på andra sätt utan att reducera  $\text{NO}_x$ .

De teoretiska beräkningarna visade att uppehållstiden i hela pannans volym är mellan 1,23–5,83 sekunder. Även vid lägsta last är temperaturerna bara inom rätt intervall väldigt långt ner i panna, mellan 5-8 meter från brännarna dvs. endast ca 3,55–0,55 meter ovanför botten på pannan då pannan är ca 8,55 meter hög. Antas att reaktionerna sker inom denna volym är uppehållstiden 2,16 sekunder vid denna last. Att begränsa SNCR installationen till att endast utnyttjas vid låg last blir också problematiskt på grund av hur ojämn temperaturprofilen är över tvärsnittet, särskilt vid låg last när färre brännare är igång, med avseende på vart reduktionskemikalien skall sprutas in för att möjliggöra att den reagerar i det optimala temperaturintervallet. Detta skulle innebära att det skulle finnas områden där reaktionerna är långsamma och områden där reaktionerna är snabba på en och samma höjd. Temperaturobalans kan ha en negativ effekt på reduktionskemikalieförbrukningen och hur mycket oreagerat ammoniak ( $\text{NH}_3$ -slip) som passerar systemet.

Sammanfattningsvis har inte Gunnesbopannorna rätt förutsättningar tekniskt för att få en effektiv reduktion av sina  $\text{NO}_x$  utsläpp med hjälp av SNCR.

Den ekonomiska analysen av ett eventuellt SNCR system på Panna 3 på Gunnesboverket uppskattades kosta 2,5 Mkr i investeringskostnader och ungefär 168 tkr i årliga kostnader i värsta möjliga fall dvs. med högsta  $\text{NO}_x$  flöde,  $\text{NSR}=2$  och reduktionsgraden 60 %. Reduktionskemikalien utgör den största årliga kostnaden. Den enda intäkten som tillkommer vid en SNCR installation är minskningen av  $\text{NO}_x$  avgiften. Om  $\text{NO}_x$  utsläppen minskar med 50 % skulle  $\text{NO}_x$  avgiften för Panna 3 minska 325 tkr. För att inte generera någon  $\text{NO}_x$  avgift alls skulle utsläppen behöva minska till under ca 5000 kg årligen för Panna 3. Därför är det viktigt att uppnå största möjliga reduktion med minsta möjliga kemikalieförbrukning. För att få en effektiv reduktion krävs insprutning i optimal temperatur, god omblandning, lång uppehållstid osv.; tekniska förutsättningar som pannan i dagsläget saknar.

Där är flera viktiga faktorer som påverkar mängden  $\text{NO}_x$  utsläpp.  $\text{NO}_x$  på Gunnesbo är som beskrivet i denna rapport en funktion främst av temperatur och syreöverskott. Höga  $\text{NO}_x$  utsläpp fås vid höga lasterna enligt eftersom och temperaturen i pannan är högre vid högre last. Höga  $\text{NO}_x$  utsläpp fås även vid de låga lasterna på grund av syreöverskottet som pannan körs med. Oftast är det nödvändigt att kombinera flera primära och sekundära reduktionsåtgärder för att uppnå önskad  $\text{NO}_x$  reduktion. Primära reduktionsåtgärder är som beskrivet i denna rapport förbränningstekniska åtgärder för att förbättra förbränningen och hindra uppkomsten av  $\text{NO}_x$  under förbränningen. På pannorna på Gunnesboverket används i dagsläget inga primära reduktionsåtgärder.

De egenskaper som är grundläggande för en god förbränning är tid, temperatur och turbulens i/under förbränningen. För en god förbränning är det viktigt att bränslet har tillräckligt lång uppehållstid i "rätt temperatur" så att bildningen av oönskade föreningar, däribland  $\text{NO}_x$ , hålls låga. Rätt temperatur är en temperatur som inte är för hög men inte heller för låg så att bränslet inte förbränns fullständigt. Turbulensen är också viktig för att bränslet skall blandas ordentligt med luften. Hetvattenpannorna på Gunnesbo saknar dessa grundläggande förutsättningar som krävs för en god förbränning på grund av sin utformning. En större eldstadsvolym skulle bidra till att ge utrymme till en längre temperatur och lägre uppehållstid, samt utrymme för att förbränna i flera steg vilket i sin tur förbättrar turbulensen.

En större eldstadsvolym skulle också kunna möjliggöra för SNCR. Bioolja är attraktiv ut en ekonomisk synpunkt eftersom priset för bioolja är billigt. Problem som kan påverka möjligheterna för SNCR är att förbränning med bioolja genererar en lång flamma. Den lägsta tempe-

ratur vid vilken en brännbar vätska avger ångor som kan antändas kallas flampunkt och vid denna punkt bildas flammen. Sträcker sig flammen ända ner i botten är temperaturen genomgående hög i de områdena genom pannan. Pannorna på Gunnesboverket är från början tillverkad för att elda tjockolja som jämfört med bioolja har en kortare flamma. För att flammen vid eldning av bioolja ska få plats i eldstaden och tillräckligt låga temperaturer, inom det optimala området för SNCR, skall existera i nedre delen av pannan, där förbränningen är avslutad, måste eldstadsvolymer i så fall modifieras för att frigöra utrymme med lägre temperaturer och möjliggöra för SNCR.

Det hade också varit intressant att veta rökgastemperaturen i det lilla utrymmet efter eldstaden, innan tuberna i konvektionsdelen börjar, (Figur 3.1) för att veta om detta utrymme hade kunnat utnyttjas för SNCR. Temperaturmätningar i denna del hade krävt tillfälliga ombyggnader i pannan eftersom befintliga hål saknas för att använda någon typ av rökgastemperaturmätutrustning, förslagsvis IR pyrometer. Primära reduktionstekniker som kan tänkas i pannorna är exempelvis ROFA ("Rotating Opposed Fired Air") som innebär en del av förbränningsluften sätts i rotation vilket gör att eldstadsvolymer används mer effektivt och temperaturerna minskar (avsnitt 2.3.1).

Där finns även andra sekundära reningstekniska åtgärder som också syftar till att reducera redan bildad  $\text{NO}_x$ , exempelvis selektiv katalytisk reduktion (SCR) som nämnt tidigare i detta arbete, som kan undersökas. Oftast är dock SCR mer kostsam teknik, uppemot 5-10 gånger så kostsam jämfört med SNCR. Viktiga faktorer för SCR är hur katalysatorn påverkas av biooljan och de komponenter i bränslet som kan ha negativ påverkan på katalysatorn, vilka i så fall bör undersökas.



## 7 Litteraturförteckning

- [1] "Implementing NOX Control: Research to Application," *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 23, nr L. J. Muzio; G. C. Quartucy, pp. 233-266, 1997.
- [2] Environmental Protection Agency, "Nitrogen Oxides (NOx), Why and How They Are Controlled," November 1999. [Online]. Available: [www3.epa.gov/ttnca1/dir1/fnoxdoc.pdf](http://www3.epa.gov/ttnca1/dir1/fnoxdoc.pdf). [Använd 23 November 2015].
- [3] Naturvårdsverket, "Utsläpp av ammoniak och lustgas från förbränningsanläggningar med SNCR/SCR," Oktober 2002. [Online]. Available: <https://www.naturvardsverket.se/Documents/publikationer/91-620-8089-X.pdf>. [Använd 19 November 2015].
- [4] Naturvårdsverket, "Naturvårdsverket," 14 Oktober 2015. [Online]. Available: <http://www.naturvardsverket.se/Sa-mar-miljon/Statistik-A-O/Ozon-marknara-i-gaturum-och-urban-bakgrund-maximala-8-timmarsmedelvarden-halter-7>. [Använd 18 Februari 2016].
- [5] Naturvårdsverket, "Översiktligt om kväveoxidavgiften," 26 Mars 2015. [Online]. Available: <http://www.naturvardsverket.se/nox>. [Använd 19 November 2015].
- [6] Naturvårdsverket, "Vägledning om kväveoxidavgiften," 15 Januari 2015. [Online]. Available: <http://www.naturvardsverket.se/Stod-i-miljoarbetet/Vagledning/Industri-och-forbranning/Kvaveoxidavgiften-sa-fungerar-den>. [Använd 19 November 2015].
- [7] R. C. Flagan och J. H. Seinfeld, "Pollutant Formation and Control in Combustion," i *Fundamentals of air pollution engineering*, Englewood Cliffs, USA, Prentice-Hall, 1988, pp. 167-225.
- [8] S. C. Hill och L. D. Smoot, "Modeling of nitrogen oxides formation and destruction in combustion systems," *Progress in Energy and Combustion Science*, vol. 26, p. 417-458, 2000.
- [9] M. R. Mladenović, D. V. Dakić, S. D. Nemoda, M. J. Paprika, M. S. Komatina, B. S. Repić och A. M. Erić, "The combustion of biomass - the impact of its types and combustion technologies on the emission of nitrogen oxide," *Hemijaska industrija*, vol. 00, pp. 33-33, 2015.
- [10] J. A. Miller och R. J. Kee, "Chemical Kinetics and Combustion Modeling," *Annual Review of Physical Chemistry*, vol. 41, pp. 345-87, 1990.
- [11] B. v. d. Heide, "Advanced SNCR Technology for Power Plants," i *POWER-GEN International*, Essen, Germany, 2011.
- [12] M. Näslund, "Svenskt Gastekniskt Center," Februari 1988. [Online]. Available: <http://www.sgc.se/ckfinder/userfiles/files/SVSS/SVSS%201988-02%20Teknik%20f%C3%B6r%20C3%A5ga%20kv%C3%A4veoxidemissioner%20vid%20naturgasf%C3%B6rbr%C3%A4nning.pdf>. [Använd 23 November 2015].

- [13] Jernkontorets Energihandbok, "Brännarteknik," [Online]. Available: <http://www.energihandbok.se/brannarteknik/>. [Använd 23 November 2015].
- [14] R. K. Srivastava, R. E. Hall, S. Khan, K. Culligan och B. W. Lani, "Nitrogen Oxides Emission Control Options for Coal-Fired Electric Utility Boilers," *Journal of the Air & Waste Management Association*, vol. 55, pp. 1367-1388, 2005.
- [15] J. L. Sorrels, D. D. Randall, C. R. Fry och K. S. Schaffner, "United States Environmental Protection," 5 Juni 2015. [Online]. Available: [http://www3.epa.gov/ttn/ecas/models/SNCRCostManualchapter\\_Draftforpubliccomment-6-5-2015.pdf](http://www3.epa.gov/ttn/ecas/models/SNCRCostManualchapter_Draftforpubliccomment-6-5-2015.pdf). [Använd 16 November 2015].
- [16] S. Zandaryaa, R. Gavasci, F. Lombardi och A. Fiore, "Nitrogen oxides from waste incineration: control by selective non-catalytic reduction," *Chemosphere*, vol. 42, pp. 491-497, 2001.
- [17] M. T. Javed, N. Irfan och B. M. Gibbs, "Control of combustion-generated nitrogen oxides by selective non-catalytic reduction," *Journal of Environmental Management*, vol. 83, p. 251-289, 2007.
- [18] M. J. F. Gutierrez, D. Baxter och C. Hunter, "Nitrous oxide (N<sub>2</sub>O) emissions from waste and biomass to energy plants," *Waste Management & Research*, nr 23, p. 133-147, 2005.
- [19] L. Muzio, G. Quartucy och J. Cichanowicz, "Overview and status of post-combustion NO<sub>x</sub> control: SNCR, SCR and hybrid technologies," *International Journal of Environment and Pollution*, vol. 17, pp. 4-28, 2002.
- [20] Yara, "Reduktionsmedel för NO<sub>x</sub>-kontroll," [Online]. Available: <http://www.yara.se/nox-reduktion/stationara-anlaggningar/reduktionsmedel-for-nox-kontroll>. [Använd 18 11 2015].
- [21] C. Andersson, P. Holmberg och J. Söderbom, "SNCR - Förbättrad reglering genom modern gasanalysteknik, infångning och saltbildning av ammoniaköverskott vid rökgasrening," Värmeforsk, Stockholm, 1996.
- [22] B. P. Breen, J. E. Gabrielson och D. Eden, "Detection, measurement and control of ammonia in flue gas". USA Patent US 6677765 B2, 13 Januari 2004.
- [23] Q. Cao, H. Liu och S. Wu, "Theoretical Study of the Influence of Mixing on the Selective Noncatalytic Reduction Process with CH<sub>4</sub> or H<sub>2</sub> Addition," *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 50, pp. 10859-10864, 2011.
- [24] T. Blejchař och D. Dolníčková, "Numerical Simulation of SNCR Technology with Simplified Chemical Kinetics Model," i *EPJ Web of Conferences 45*, Ostrava-Poruba, Tjeckien, 2013.
- [25] J. O. L. Wendt, W. P. Linak, P. W. Groff och R. K. Srivastava, "Hybrid SNCR-SCR Technologies for NO Control: Modeling and Experiment," *AIChE Journal*, vol. 47, nr 11, pp. 2603-2617, 2001.
- [26] Naturvårdsverket, "Naturvårdsverket," Mars 2005. [Online]. Available: <https://www.naturvardsverket.se/Documents/publikationer/620-8196-9.pdf?pid=3933>. [Använd 19 11 2015].

- [27] M. VarathaVijayan och S. Mohanamurugan, "Experimental Investigation and Emission Reduction of Nox For Bio Diesel By Using SCR In Di Diesel Engine," *International Journal of Engineering Studies and Technical Approach*, vol. 01, nr 2, pp. 18-26, 2015.
- [28] L. Rudling, "Temperaturmätning vid förbränning enligt Eu:s nya direktiv för avfallsförbränning," Värmeforsk, Stockholm, Sverige, 2000.
- [29] E. Blom, P. Nyqvist och D. Loyd, "Sugpyrometern – en analys av instrumentet och råd till användare," Värmeforsk, Stockholm, Sverige, 2004.
- [30] Pentronic, "Flöde minskar påverkan," *StoPextra*, 3 2004.
- [31] D. Loyd, "What does the temperature sensor in a waste incinerator measure?," *Pentronic News*, Mars 2013.
- [32] H. Fjäder och L. Holmström, "Temperaturmätningar som indikation på förbränningsstörningar vid rosteldning av biobränsle," Svensk Fjärrvärme, Stockholm, 2004.
- [33] Optris, "Optris," [Online]. Available: [http://www.optris.com/applications?file=tl\\_files/pdf/Downloads/Zubehoer/IR-Basics.pdf](http://www.optris.com/applications?file=tl_files/pdf/Downloads/Zubehoer/IR-Basics.pdf). [Använd 18 Februari 2016].
- [34] "Energy from Waste – Clean, efficient, renewable: Transitions in combustion efficiency and NOx control," *Waste Management*, vol. 33, nr 2, p. 317–326, 2012.
- [35] B. v. d. Heide, "Best Available Technology for NOx Reduction in Waste To Energy Plants," i *POWER-GEN Europe*, Milano, Italien, 2008.
- [36] M. L. White och S. G. Deduck, "Dynamic Control of Selective Non-Catalytic Reduction System for Semi-batch-fed Stoker-based Municipal Solid Waste Combustion". USA Patent US 7712306 B2, 11 Maj 2010.
- [37] Pentronic, "Termoelement teori," Pentronic, Gunnebo, 2016.
- [38] Naturvårdsverket; Energimyndigheten, "Naturvårdsverket," 1 Oktober 2014. [Online]. Available: <http://www.naturvardsverket.se/upload/miljoarbete-i-samhallet/miljoarbete-i-sverige/regeringsuppdrag/2014/kontrollstation-2015-huvudrapport.pdf>. [Använd 9 December 2015].

# Appendix A

## Omvandling från ppm till mg/Nm<sup>3</sup>

I denna rapport anges utsläppsvärden i både ppm och mg/Nm<sup>3</sup>. Utsläppen mäts i ppm men i olika sammanhang är det fördelaktigt att uttrycka utsläppen även som mg/Nm<sup>3</sup> som är en standardenhet.

Ppm står för "parts per million", dvs. miljondelar och avser volymppm.

$$1 \text{ ppm} = \frac{1 \text{ ml}}{1 \text{ m}^3}$$

Nm<sup>3</sup> står "normalkubikmeter" och är en standardenhet som avser 1 m<sup>3</sup> gas vid ett standardtryck och – temperatur, 0 °C och 1 atm.

Ideala gaslagen ger volymen av 1 mol ideal gas vid 0 °C (273,15 K) och 1 atm (1,01325·10<sup>5</sup> Pa).

$$V = \frac{nRT}{P} = \frac{1 \cdot 8,3145 \cdot 273,15}{1,01325 \cdot 10^5} = 0,022414 \text{ Nm}^3 \quad (\text{A. 1})$$

Med hjälp av molvikten för respektive gas kan ppm omvandlas till Nm<sup>3</sup>. NO<sub>x</sub> (summan av NO och NO<sub>2</sub>) utsläppen beräknas oftast som NO<sub>2</sub>. Omvandlingen för NO<sub>x</sub> från 1 ppm till Nm<sup>3</sup> blir:

$$M_{NO_2}(1 \text{ atm}, 0 \text{ °C}) = 46,00 \text{ g/mol}$$

$$1 \text{ ppm } NO_x = \frac{46,00}{0,022414} = 2052 \frac{\text{g}}{\text{Nm}^3} = 2,052 \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3} NO_x$$



# Appendix B

## Normalisering av syrekonzentration

Vid jämförelser av utsläppen med begränsningsvärden i SFS 2013:252 normeras syrekonzentrationen i rökgaserna till en viss referens %. Omvandlingen från uppmätt syrekonzentration till referenssyrehalt beräknas enligt (antaget 21 % syrehalt i atmosfären):

$$c_N = c_M \cdot \frac{21 - O_2(\text{referens})}{21 - O_2(\text{uppmätt})} \quad (\text{B. 1})$$

$c_N$  = normerad koncentration av rökgaskomponent

$c_M$  = uppmätt koncentration av rökgaskomponent

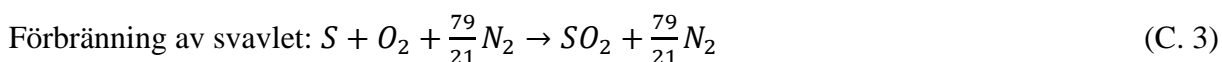
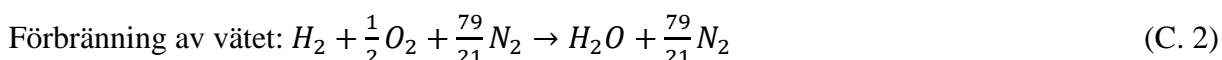
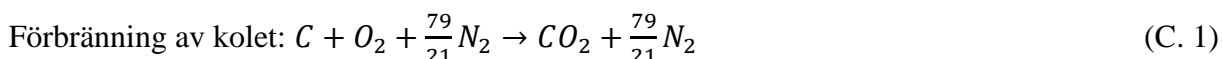
$O_2$  = koncentration av  $O_2$  i volym – %

I förordningen SFS 2013:252 normeras utsläppen till 6 %  $O_2$  för fast bränsle, 3 %  $O_2$  för flytande eller gasformigt bränsle och inte används i en gasturbin eller ottomotor, och 15 % om bränslet är flytande eller gasformigt och används i en gasturbin eller ottomotor.

# Appendix C

## Beräkning av rökgasflödet

Bestämningen av rökgasflödet görs med hjälp av elementarsammansättningen av bränslet. De brännbara beståndsdelarna kol, väte, kväve och svavel förbränns enligt följande reaktioner och bildar CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub> och SO<sub>2</sub>. Reaktionsformlerna ger antalet mol av de olika komponenterna som bildas. Volymerna fås genom att multiplicera med molvolymen. Molvolymen beräknas med hjälp av allmänna gaslagen enligt ekvation 7.1 till  $V_{rökgas} = 0,02241 Nm^3/mol$ .



Bränslets sammansättning är framtaget med hjälp av bränsleanalyser på bioolja som används i pannorna och dessa analyser är presenterade i avsnitt 3.2.2. I bränsleanalysen anges vissa mängder i mg/kg men omvandlas till vikt-% i följande analyser enligt 1 mg/kg = 0,0001 vikt-%.

Bränslets kol och vätehalt är typvärden angivet av Vegoil för den typ av bioolja, Bio 25, som köps in till Gunnesbopannorna. Svavelinnehållet är taget från en tidigare analys gjord 2014 eftersom data för svavel saknades i den nyaste analysen. Bränslets syreinnehåll är beräkna och vid beräkning av syrehalten ingår kol-, väte-, kväve-, svavel- och askhalten. Sammansättningen som används vid rökgasberäkningarna anges i Tabell C. 1.

Tabell C. 1. Elementarsammansättning bioolja.

Element	Vikt-%
Kol (C)	77,0
Väte (H)	12,0
Syre (O)	10,9
Kväve (N)	0,0342
Svavel (S)	0,0270
Fukt (F)	1,43
Aska	>0,0100

Nedanstående formler används för att beräkna syrebehovet och rökgasflödet som genereras vid förbränningen utifrån ekvation C.1, C. 2 och C. 3.

Följande benämningar används i beräkningarna:

$C = \text{bränslets kolhalt (g/kg bränlse)}$

$H = \text{bränslets vätehalt (g/kg bränlse)}$

$O = \text{bränslets syrehalt (g/kg bränlse)}$

$S = \text{bränslets svavelhalt (g/kg bränsle)}$

$F = \text{bränslets fukthalt (g/kg bränsle)}$

$A = \text{bränslets askhalt (g/kg bränsle)}$

$O_{20} = \text{stökiometriskt syrebehov (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$l_{0t} = \text{stökiometriskt torrt luftbehov (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$l_0 = \text{stökiometriskt fuktigt luftbehov (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$g_{0t} = \text{stökiometriskt torrt rökgasflöde (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$g_0 = \text{stökiometriskt fuktigt rökgasflöde (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$g_t = \text{verkligt torrt rökgasflöde (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$g = \text{verkligt fuktigt rökgasflöde (Nm}^3/\text{kg bränsle)}$

$p_w = \text{partialtryck för vattenånga (kPa)}$

$p_s = \text{partialtryck för mättad vattenånga (kPa)}$

$\Phi = \text{relativ fuktighet (\%)}$

$m = \text{luftfaktor}$

$(O_2)_t = \text{syrgashalt i torr rökgas (\%)}$

$Q_b = \text{bränsleflöde (kg/s)}$

Torr luft innehåller syre ( $O_2$ ), kväve ( $N_2$ ), koldioxid ( $CO_2$ ) och ädelgaser. Torr luft antas innehålla 21 volym-%  $O_2$  och 79 volym-%  $N_2$ , vilket motsvarar 1 mol  $O_2$  på 3,77 (79/21) mol  $N_2$  dvs. totalt 4,77 mol torr luft.

#### **Stökiometriskt syrebehov**

$$O_{20} = \left( \frac{C}{12,011} + 0,5 \cdot \frac{H_2}{2,016} - \frac{O_2}{32,00} \right) \cdot 0,02241 \quad (\text{C. 4})$$

Syret i bränslet innebär minskat luftbehov varav minustecknet ovan.

#### **Luftbehov, torr luft vid stökiometrisk förbränning**

Eftersom luft oftast används till förbränningen måste kvävet i förbränningsluften inkluderas i analysen.

$$l_{0t} = O_{20} + 3,77 \cdot O_{20} \quad (\text{C. 5})$$

#### **Luftbehov, fuktig luft vid stökiometrisk förbränning**

Hänsyn måste tas till den fukt som alltid finns i atmosfärisk luft. Luftens fuktighet varierar med relativ fuktighet och temperatur. Luftens relativa fuktighet är definierad som kvoten mellan vattenångas partialtryck och vattenångas partialtryck vid mättat tillstånd.

$$\phi = \frac{P_w}{P_s} \quad (\text{C. 6})$$

Behovet av fuktig luft beräknas med hjälp av vattenångans aktuella partialtryck med ekvation C.7.

$$l_0 = l_{0t} \cdot \frac{101,3}{101,3 - p_{w1}} \quad (\text{C. 7})$$

I dessa beräkningar antas temperaturen 10 °C och relativa fuktigheten 80 %. För relativa fuktigheten 70 % och temperatur 10 °C gäller  $P_s = 1,23 \text{ kPa}$  vilket ger partialtrycket enligt ekvation C.6:  $p_w = 0,7 \cdot 1,23 \text{ kPa} = 0,861 \text{ kPa}$ .

#### ***Stökiometrisk mängd torr rökgas***

$$g_{0t} = \left( \frac{C}{12,01} + \frac{S}{32,06} + \frac{N_2}{28,02} \right) \cdot 0,02241 + 3,77 \cdot O_{20} \quad (\text{C. 8})$$

#### ***Stökiometrisk mängd fuktig rökgas***

$$g_0 = \left( \frac{C}{12,01} + \frac{H_2}{2,016} + \frac{S}{32,06} + \frac{N_2}{28,02} + \frac{F}{18,02} \right) \cdot 0,02241 + 3,77 \cdot O_{20} \quad (\text{C. 9})$$

#### ***Verklig mängd torr rökgas***

Ett luftöverskott krävs för att få fullständig förbränning. För att beräkna det verkliga rökgasflödet används syrehalten 4 %. Luftöverskottet beräknas med hjälp av syrehalten i de torra rökgaserna.

$$m = 1 + \frac{g_{0t}}{l_{0t}} \cdot \frac{(O_2)_t}{21 - (O_2)_t} \quad (\text{C. 10})$$

$$g_t = g_{0t} + l_{0t} \cdot (m - 1) \quad (\text{C. 11})$$

#### ***Verklig mängd fuktig rökgas***

$$g = g_0 + l_0 \cdot (m - 1) \quad (\text{C. 12})$$

Resultaten av rökgasberäkningarna i mol/kg bränsle är redovisade i Tabell C. 2.

Tabell C. 2. Beräknat luftbehov och rökgasmängder.

Elementaranalys		Molvikt (kg/kmol)	Mol/kg bränsle	Syrebehov	Rökgaser (mol/kg bränsle)			
Ämne	Vikts-% (g/kg bränsle)			O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>
C	77	12,011	64,1	64,1	64,1			
H (H <sub>2</sub> )	12	2·1,0080=2,016	59,5	29,8		59,5		
O (O <sub>2</sub> )	10,93	2·16,000=32,00	3,42	-3,42				
N (N <sub>2</sub> )	0,0342	2·14,01=28,02	0,0122				0,0122	
S	0,027	32,06	0,00842					0,00842
F	1,43	18,016	0,794			0,794		
A	<0,01							
Summa rökgaskomponenter				90,48	64,1	59,8	0,0122	0,00842
N <sub>2</sub> i förbränningsluften								341

Beräknat luftbehov och rökgasmängd i mol/kg bränsle i Tabell C. 1 används tillsammans med ekvationerna C.4-C.11 för att beräkna rökgasmängderna i Nm<sup>3</sup>/kg bränsle.

Tabell C. 3. Beräknat luftbehov och rökgasmängd i Nm<sup>3</sup>/kg bränsle.

<b>Luft- och rökgasmängder (Nm<sup>3</sup>/kg)</b>	
Stökiometriskt luftbehov, torr luft ( $l_{0t}$ )	9,67
Stökiometriskt luftbehov, fuktig luft ( $l_0$ )	9,75
Stökiometrisk mängd torr rökgas ( $g_{0t}$ )	9,08
Stökiometrisk mängd fuktig rökgas ( $g_0$ )	10,51
Verklig mängd torr rökgas ( $g_t$ )	11,22
Verklig mängd fuktig rökgas ( $g$ )	12,67

Omräkning av rökgasflödet till enheten Nm<sup>3</sup>/s görs med hjälp av bränsleflödet enligt:

$$\text{Fuktigt rökgasflöde} = Q_b \cdot g \quad (\text{C. 13})$$

Vid hög last (~ 55MW) är oljeflödet typiskt runt 6,5 m<sup>3</sup>/h och vid låg last (~ 15 MW) typiskt runt 1,8 m<sup>3</sup>/h (baserat på data för Panna 3). Oljans densitet är ca 890 kg/m<sup>3</sup>.

$$\text{Fuktigt rökgasflöde}_{\text{hög last}} = \frac{6,5 \text{ m}^3/\text{h}}{3600 \text{ s/h}} \cdot 890 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 12,67 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}} = 20,4 \text{ Nm}^3/\text{s}$$

$$\text{Fuktigt rökgasflöde}_{\text{låg last}} = \frac{1,8 \text{ m}^3/\text{h}}{3600 \text{ s/h}} \cdot 890 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 12,67 \frac{\text{Nm}^3}{\text{kg}} = 5,64 \text{ Nm}^3/\text{s}$$

Enheter normalkubikmeter, Nm<sup>3</sup>, gäller gas vid ett standardtillstånd med temperatur 0 °C och tryck 1 atm. Antas en temperatur på 1000 °C för rökgaserna vid låg last och en temperatur på 1400 °C och samma tryck (bortser från att pannan körs med ett litet undertryck) räknas rökgasflödena om med hjälp av allmänna gaslagen.

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2} \quad (\text{C. 14})$$

Tillstånd 1 avser standardtillståndet och tillstånd 2 avser det verkliga tillståndet och trycken i båda tillstånden antas vara samma dvs. P<sub>1</sub>=P<sub>2</sub>.

$$\text{Fuktigt rökgasflöde}_{\text{hög last}} = 20,4 \cdot \frac{(1400 + 273)}{273} = 124,8 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Fuktigt rökgasflöde}_{\text{låg last}} = 5,64 \cdot \frac{(1000 + 273)}{273} = 26,3 \text{ m}^3/\text{s}$$

# Appendix D

## Beräkning av rökgasernas teoretiska uppehållstid

En teoretisk uppehållstid för rökgaserna i pannan kan beräknas med hjälp av pannans volym och rökgasflödet som beräknades i Appendix C.

$$t_R = \frac{V}{Q} \quad (\text{D. 1})$$

$t_R =$  teoretisk uppehållstid (s)

$V =$  pannans volym ( $m^3$ )

$Q =$  rökgasflöde ( $m^3/s$ )

Pannvolym för Panna 3 beräknas ungefärligt, från pannritningen till:  $V_{\text{panna 3}} = 153 m^3$ .

$$t_{R_{\text{hög last}}} = \frac{153 m^3}{124,8 m^3/s} = 1,23 s$$

$$t_{R_{\text{låg last}}} = \frac{153 m^3}{26,3 m^3/s} = 5,83 s$$

# Appendix E

## Uppskattning av utrustningskostnader

Den SNCR-utrustning som tas med i den ekonomiska analysen presenteras nedan i

Tabell E. 1. Uppskattade kostnader för utrustning för SNCR processen.

Utrustning	Beskrivning	Kostnad	
<b>Lagringstank för ammoniak</b>	50 m <sup>3</sup> , dubbelmantlad, rostfritt stål	560 000	<i>Prisuppgift från CGH Nordic A/S.</i>
<b>Pumpar</b>		2 x 12 500	<i>Pris för pumparna på ÖT.</i>
<b>Injektorer</b>	Lansar med tillhörande dysor.	8 x 12 000	<i>Prisuppgift från Foster Wheeler.</i>
<b>Rörledningar ammoniak</b>	Rörledningar för ammoniak behövs på följande ställen: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Mellan tank-tankbil</li> <li>• Mellan tank-pumpar</li> <li>• Mellan pumpar-panna</li> </ul> <p>Rostfritt stål. Beräknad på totalt 100 meter rör. Inklusiv böjningar, T-rör, ritningar, montage osv.</p> <p>Uppskattningarna bygger på att tanken och pumparna är placerade utanför pannhuset i hörnet i borte änden av parkeringen.</p>	120 000	
<b>Utsläppsmätsystem</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• NH<sub>3</sub></li> <li>• N<sub>2</sub>O</li> </ul>	300 000 75 000	<i>Prisuppskattning med hjälp av ABB.</i>
<b>Kompressor</b>	Arbetsluft med trycket 6-7 bar.	75 000	<i>Prisuppgift enligt kompressor av liknande storlek på Krafringen.</i>
<b>El-och styrinstallationer</b>	Beräknat på följande installationer: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Funktionsbeskrivning</li> <li>• Elkonstruktion</li> <li>• Grupper i ställverk (elmatning)</li> <li>• Kabeldragning el</li> </ul>	100 000 40 000 20 000 50 000	



	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Apparatsskåp</li> <li>• Programmering och styrkablar</li> </ul>	100 000 150 000	
<b>Instrumentering</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Temperaturövervakning i panna</li> <li>• Tryckmätare lagringstank</li> <li>• Tryckmätare pumpar</li> <li>• Flödesmätare total mängd NH<sub>3</sub></li> <li>• Tryckmätare total mängd NH<sub>3</sub></li> <li>• Lokal flödesmätare NH<sub>3</sub></li> <li>• Lokal tryckmätare NH<sub>3</sub></li> <li>• Lokal flödesmätare at. luft</li> <li>• Lokal tryckmätare at. luft</li> </ul>	60 000 8 000 10 000 20 000 8 000 8 x 5200 16 x 1000 8 x 1700 8 x 1000	<i>Prisuppgift enligt Pentronic.</i>  <i>Prisuppskattning med hjälp av ABB och tidigare inköp på Kraftringen.</i>  <i>Prisuppgift enligt Kytola för samma typ av flödesmätare som i ÖT.</i>  <i>Prisuppskattning med hjälp av ABB och tidigare inköp på Kraftringen.</i>  <i>Prisuppgift enligt Kytola för samma typ av flödesmätare som i ÖT.</i>  <i>Prisuppskattning med hjälp av ABB och tidigare inköp på Kraftringen.</i>
<b>Armaturer</b>	<p>Ventilgrupp ammoniak:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Manuell handventil</li> <li>• Pneumatisk avstängningsventil <ul style="list-style-type: none"> <li>○ 1 ställdon/p. ventil</li> </ul> </li> <li>• Manuell avstängningsventil</li> </ul> <p>Ventilgrupp atomiseringsluft:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Reduceringsventil</li> <li>• Manuell strypventil</li> <li>• Backventil</li> <li>• Manuell avstängningsventil</li> </ul>	8 x 2000 8 x 1000 8 x 4000 8 x 1500 8 x 800 8 x 600 8 x 500 8 x 1500	<i>Prisuppskattning med hjälp av tidigare inköp på Kraftringen.</i>  <i>Prisuppskattning med hjälp av tidigare inköp på Kraftringen.</i>

	Pumpaggregat: <ul style="list-style-type: none"> <li>• Backventil efter pumpen</li> <li>• Övertrycksventil</li> <li>• Backventil i flödeslinje</li> </ul> Antagande angående ingående komponenter för respektive ventilgrupp bygger på SNCR-systemet på ÖT.	2 x 2000 2 x 11 000 2 x 2000	<i>Prisuppskattning med hjälp av tidigare inköp på Krafringen.</i>
<b>Totalkostnad Utrustning</b>		2 021 400	
<b>Ingenjörarbete</b>		202 140	
<b>Oförutsagda kostnader</b>		202 140	
<b>Totaltkostnad</b>		2 425 680	

# Appendix F

## Beräkning av reduktionskemikalieförbrukning

Mängden reduktionskemikalie som förbrukas bestäms av den reduktionsgrad som man vill uppnå samt NSR (mängden reduktionskemikalie som krävs för att uppnå en viss reduktionsgrad).

Följande benämningar används i beräkningarna:

$$\eta_{NO_x} = \text{reduktionsgrad (\%)}$$

$$NO_{x_{in}} = \text{Inkoncentration av } NO_x \text{ (mg/Nm}^3\text{)}$$

$$NO_{x_{ut}} = \text{Utkoncentration av } NO_x \text{ (mg/Nm}^3\text{)}$$

$$n_{\text{reaktant}} = \text{antal mol ammoniak som injiceras (mol)}$$

$$n_{NO_x} = \text{antal mol } NO_x \text{ i rökgaserna (mol)}$$

$$SR_T = \text{teoretisk stökiometrisk förhållande}$$

$$F_{NH_3} = \text{molflöde ammoniak (mol/s)}$$

$$F_{NO_x} = \text{molflöde } NO_x \text{ (mol/s)}$$

$$V_{\text{rökgas}} = \text{rökgasflöde (Nm}^3\text{/s)}$$

$$M_{NO_2} = \text{molvikt } NO_2 \text{ (kg/kmol)}$$

$$m_{NH_3} = \text{massflöde ammoniak (kg/s)}$$

$$m_{NH_3\text{-lösning}} = \text{massflöde av ammoniaklösning (kg/s)}$$

$$M_{NH_3} = \text{molvikt ammoniak (kg/kmol)}$$

$$c_{NH_3\text{-lösning}} = \text{koncentration ammoniaklösning (vikts - \%)}$$

Reduktionens effektivitet kan beräknas med hjälp av ingående och utgående  $NO_x$  koncentration.

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x_{in}} - NO_{x_{ut}}}{NO_{x_{in}}} \quad (F. 1)$$

$NO_x$  utsläppen för Panna 3 är i medel 266 mg/Nm<sup>3</sup>. De högsta månadsmedelutsläppen av  $NO_x$  som uppmättes mellan 2010-2015 är uppemot 450 mg/Nm<sup>3</sup>. Begränsningsvärdet för månadsutsläpp är 200 mg/Nm<sup>3</sup>. Enligt ekvation 8.1 skulle en reduktionsgrad av storleken 56 % krävas för de högsta utsläppen och i medel en reduktionsgrad på 25 %.

Det teoretiska molförhållandet bestäms utifrån reaktionerna 4.1 och 4.2. Det betyder att 2 mol NO<sub>x</sub> kan reduceras med hjälp av 2 mol ammoniak eller 1 mol urea. Detta betyder att 1 kg NO<sub>x</sub> (räknas som NO<sub>2</sub>) kan reduceras med hjälp av 1,5 kg ammoniak (25 %-ig lösning). I verkligheten krävs en större mängd kemikalier för att uppnå tillfredställande reduktion. NRS definieras som verkligt molförhållande och teoretiskt stökiometriskt förhållande. Högre NSR ger större mängd ammoniak som injiceras och därav högre reduktionsgrad.

$$NSR = \frac{n_{NH_3}/n_{NO_x}}{SR_T} \quad (F. 2)$$

SR<sub>T</sub> är 1 för ammoniak.

Mängden reduktionskemikalie begränsas av hur mycket oreagerat ammoniak som man kan tillåta. Förhållandet mellan hur mycket reduktionskemikalie som reagerar och hur mycket som passerar SNCR-systemet oreagerat ges av nedan ekvation. Det är en indikation på hur mycket av ammoniaken som utnyttas.

$$\text{Kemikalieutnyttjande} = \frac{\eta_{NO_x}}{NSR} \quad (F. 3)$$

Hur mycket reduktionskemikalie som förbrukas beräknat som molflöde beräknas med NO<sub>x</sub> halten i rökgasflödet uttryckt som ett molflöde, NSR förhållande och reduktionsgraden.

$$F_{NH_3} = F_{NO_x} \cdot NRS \cdot \eta_{NO_x} \quad (F. 4)$$

Molflöde NO<sub>x</sub> beräknas med hjälp av ingående NO<sub>x</sub> koncentration och rökgasflödet där NO<sub>x</sub> uttrycks som NO<sub>2</sub>. Molvikten för NO<sub>x</sub> är  $M_{NO_2} = 46 \text{ kg/kmol}$ .

$$F_{NO_x} = \frac{V_{\text{torr rökgas}} \cdot NO_{x, \text{in}}}{M_{NO_2}} \quad (F. 5)$$

För att omvandla molflöde till massflöden används molvikten för ammoniak. Ammoniakflödet avser ren ammoniak.

$$m_{NH_3} = F_{NH_3} \cdot M_{NH_3} \quad (F. 6)$$

Om ammoniak används i vattenlösning blir volymen kemikalier större.

$$m_{NH_3\text{-lösning}} = \frac{F_{NH_3} \cdot M_{NH_3}}{c_{NH_3\text{-lösning}}} \quad (F. 7)$$

I följande beräkningar antas en reduktionsgrad på mellan 30-60 %, och ett NRS=2. Det torra rökgasflödet vid högst last (55 MW) är ungefär  $\dot{V}_{\text{torr rökgas}} = 11,22 \text{ Nm}^3/\text{kg} = 18,03 \text{ Nm}^3/\text{s}$  enligt Tabell C. 3. Koncentrationen av ammoniaklösningen är 24,5 % vilket ger  $c_{NH_3\text{-lösning}} = 0,25$ . Molvikten för ammoniak är  $M_{NH_3} = 17,03 \text{ g/mol}$ .

Ammoniakkostnaderna för en anläggning bestäms av avtal med olika leverantörer av ammoniak. Kraftringens nuvarande ammoniakleveranser (25 %-ig ammoniaklösning) till Örtofta sker med hjälp av Wibax Energy AB. Anläggningens ammoniakavtal omarbetades för en kort tid sedan av Värmek och priset med Wibax som leverantör var det billigaste alternativet. Priset för ammoniak via Wibax (inklusive leverans till Örtoftaverket) är 1763 kr/ton (februari 2016). Prisförslagen från Värmeks två andra avtalsleverantörer var 2058 kr/ton (Brenntag Nordic AB, september 2015) samt 1861 kr/ton (Yara AB, september 2015). Leveranserna utgår från Wibax terminal i Malmö.

Ammoniäkförbrukningen beräknas med hjälp av ekvation F.1-F.7. Resultaten presenteras i Tabell F. 1.

Tabell F. 1. Beräknad ammoniakförbrukning.

<b>Beräknade NO<sub>x</sub>- och ammoniakflöden</b>				
Ingående NO <sub>x</sub> koncentration, NO <sub>x,in</sub> (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )	450			
Reduktionsgrad, η <sub>NO<sub>x</sub></sub> (%)	30	40	50	60
Utgående NO <sub>x</sub> koncentration, NO <sub>x,ut</sub> (mg/Nm <sup>3</sup> , 3 % O <sub>2</sub> )	315	270	225	180
NSR	2			
Molflöde NO <sub>x</sub> , F <sub>NO<sub>x</sub></sub> (mol/s)	0,176			
Förbrukning ren NH <sub>3</sub> , m <sub>NH<sub>3</sub></sub> (kg/s)	0,0018	0,0024	0,0030	0,0036
Förbrukning NH <sub>3</sub> -lösning, m <sub>NH<sub>3</sub>-lösning</sub> (kg/s)	0,0073	0,0098	0,012	0,015
Driftstimmar (h)	1200			
Förbrukning NH <sub>3</sub> -lösning (ton/år)	32	42	53	63
Ammoniakpris (kr/ton)	1763			
Ammoniakkostnad (kr/år)	55 900	74 600	93 200	111 800

# Appendix G

## Uppskattning av driftskostnader

Energianvändningen för pumpen respektive kompressorn beräknas med:

$$\text{Energianvändning (kWh/år)} = \text{Elektrisk effekt (kW)} \cdot \text{driftstid (h/år)} \quad (G. 1)$$

Elpriset antas vara 800 kr/MWh, inklusive el, elskatt, nätavgift och elcertifikatskostnad. Driftstiden antas vara 1200 h/år enligt resonemanget i avsnitt 5.4.2.

Effektbehovet för kompressorn baseras på  $0,1 \text{ kWh/m}^3 \approx 0,1 \text{ kWh/kg}$ . Tryckluftsförbrukningen antas vara ungefär 40 % större än ammoniakförbrukningen dvs. runt 80 kg tryckluft/h som mest. Detta ger kompressordriftskostnaden ca 7000 kr/år.

Effektbehovet för en pump antas vara 0,2 kW (enligt prestanda för pump i ÖT) för maxflöde vilket ger en energianvändningen på endast 240 kW/år och en kostnad på omkring 200 kr. Kostnaderna relaterade till respektive driftskostnad presenteras i Tabell 5.17.

Pannan förlorar också en viss effekt då en del av energin går åt för att förångna ammoniaklösningen. För att kompensera för denna förlust krävs mer bränsle. Hur mycket extra bränsle som behövs beräknas med:

$$\Delta \text{Bränsle} = H_v \cdot m_{NH_3} \cdot \left( \frac{1}{c_{NH_3\text{-lösning}}} - 1 \right) \quad (G. 2)$$

$H_v$  = förångningsentalpi för vatten (kJ/kg)

$m_{NH_3}$  = massflöde ammoniak (kg/s)

$c_{NH_3\text{-lösning}}$  = koncentration ammoniaklösning (vikts - %)

Massflödet beräknades i Appendix till ungefär  $m_{NH_3} = 0,015 \text{ kg/s}$  vid högsta reduktionsgrad. Koncentrationen på ammoniaklösningen är 24,5 % dvs.  $c_{NH_3\text{-lösning}} = 0,245$ . Förångningsentalpin för vatten antas vara  $H_v(1,5 \text{ bar}) = 2200 \text{ kJ/kg}$  eftersom ammoniaken oftast injiceras vid detta tryck. Den extra energin som behövs beräknas med hjälp av F.2 till  $\Delta \text{Bränsle} = 0,1 \text{ MJ/s}$ . Biooljans värmevärde (LHV) är ungefär  $36 \text{ MJ/kg} = 0,1 \text{ MWh/kg}$ . Mängden bränsle detta motsvarar blir alltså ungefär 0,03 kg/s och 12 060 kg/år. Kostnaden för bioolja är 300 kr/MWh. Med hjälp av värmevärdet, pannans verkningsgrad (89,6 %) beräknas kostaden för den extra mängd bränsle som behövs till ungefär 5000 kr.

