CHALMERS

Design av försöksanläggning för trycksatt rökgasrening vid oxy-fuelförbränning

Kandidatarbete vid Energi och Miljö

Författare:	Anna Borg
	Mattias Djerv
	Magnus Fürst
	David Nord
	Henrik Olsson
	Axel Rosander
Handledare:	Emil Nyholm
	Robert Johansson
	Fredrik Normann
Examinator:	Filip Johnsson

Institutionen för Energi och Miljö
Avdelningen för Energiteknik
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA
Göteborg, Sverige, 2012

Abstract

Reducing the CO_2-pollution, resulting from the combustion of fossil coal for energy production, is important to affect environmental changes. One way to achieve a reduction is to use the oxy-fuel technology. The technology uses O_2 and re-circulated flue gas during the combustion which results in a flue gas mainly consisting of CO_2. The flue gas could then be compressed and stored without environmental effects. A problem that follows from the compression is the risk of acidification in sensitive parts of the process. Acidification can occur because of reactions following from the contact of condensed water and sulphur- and nitrogen-oxides which are also present in the flue gas.

This report compiles and evaluates the basis of a scientific unit with the purpose of exploring the possibilities of extracting impurities of SO_x and NO_x from the flue gases. The dimensions of the unit are based on basic conditions, defined for an existing oxy-fuel process at Chalmers, and on the results of computer modelling. The computer models simulates chemical reactions in a gas phase reactor and in a two-phase reactor where the extraction of impurities is achieved by absorption. In addition to this, a research on possible, compatible measuring tools is done.

To create the right conditions for extracting the impurites the flue gas has to be compressed to between 10 and 16 bars and cooled down to a temperature of 40°C. These conditions are necessary for oxidizing NO to NO_2 and other water-soluble nitrogen compounds, which reacts efficiently with water. The oxidation of NO to these nitrogen compounds occurs efficiently in a gas phase reactor of the size 10 liters and with residence time of 120 seconds. The final step is the extraction of the impurities where SO_x and NO_x are absorbed by water. The absorbtion occurs efficiently in a 10 liter two-phase reactor at low temperatures and high pressures. To prevent acidification from occuring in sensitive parts of the process, it's necessary to dry the flue gas before the compression, in order to minimize the condensate. A new system of measuring tools which are compatible with the type of measurements needed is required.

Sammanfattning

För att minska utsläppen av CO_2 vid energiproduktion med kol som bränsle kan förbränningen ske med hjälp av oxyfuel-teknik. Förbränningen sker med O_2 samt återcirkulerade rökgaser och ger därmed en rökgas med en hög halt av CO_2. Rökgasen kan sedan trycksättas och förvaras utan att påverka koncentrationen i själva atmosfären. Ett problem som uppstår vid trycksättningen är förekomsten av svavel och kväveoxider som bildar syror i det vatten som kondenseras. Detta kan skada utrustningen vid trycksättningen.

I denna rapport sammanställs och diskuteras underlaget till en forskningsenhet som undersöker rening av SO_x och NO_x från trycksatta rökgaser. Urskiljningen i den tilltänkta forskningsenheten sker genom absorption i en tvåfasreaktor. Enheten är dimensionerad för de förhållanden som råder vid vald position i Chalmers oxy-fuelpanna samt att modelleringar utförs på gas- och vätskefasreaktorer. Modelleringar genomförs för att identifiera de förhållanden som krävs för att möjliggöra absorption i vätskan. Dessutom undersöks vilka mätverktyg som är aktuella.

För att möjliggöra rening av rökgaserna från SO_x och NO_x måste de först kylas till rumstemperatur och trycksättas till mellan 10 och 16 bar. Temperaturen måste regleras med aktiv kylning under trycksättningen för att ge goda förutsättningar för oxidation av NO till NO_2 och andra vattenlösliga kväveföreningar. Därefter oxideras NO till NO_2 i rökgasen vid en temperatur på 40°C i en rökgasreaktor på 10 liter. Vid låg temperatur och höga tryck absorberas SO_x- och NO_x-gaserna av vätskan i en 10 liters tvåfasreaktor. De renade rökgaserna kommer sedan att släppas ut i den befintliga skorstenen. Avfuktning av rökgaserna sker för att kondensat inte ska bildas i kompressionssteget eller senare i systemet. En ny uppsättning mätverktyg som klarar av de mätningar som behöver göras måste införskaffas.

Innehåll

1 Inledning **1**

1.1 Bakgrund 1

1.2 Tidigare arbeten 1

1.2.1 Mikael Israelsson/Tobias Pettersson, Modelling of Reaction and Transport Processes of SO_x and NO_x in a Pressurized Flue Gas Stream 2

1.2.2 Erik Jansson, Reaction Kinetics of Sulphur and Nitrogen Chemistry in Pressurized Flue Gases 2

1.3 Problembeskrivning och syfte 3

1.4 Metod 3

1.4.1 Placering av anläggning och dess övergripande struktur 4

1.4.2 Modellering av reaktioner 4

1.4.3 Dimensionering och förslag på komponenter 4

1.4.4 Mätningar och mätverktyg 5

1.5 Avgränsningar för projektet 5

2 Chalmers oxy-fuelpanna **7**

2.1 Rökgasens väg genom oxy-fuelprocessen 7

2.2 Flöde av rökgas 8

3 Teori **9**

3.1 Teori för kompression 9

3.1.1 Daggpunkt och syradaggpunkt 9

3.1.2 Temperaturökning vid kompression 10

3.1.3 Kompressortyper 10

3.2 Reaktortyper 12
3.3 Teori för modellering 13
3.3.1 Reaktormodeller 14
3.3.2 Masstransport 14
3.3.3 Beskrivning av Matlab-program 16
3.4 Mätningsteori 17
3.4.1 Rökgasanalys 17
3.4.2 Temperatur- och tryckmätare 18
3.4.3 Vätskeanalys 18

4 Resultat **19**

4.1 Placering av anläggningen och dess övergripande struktur 19
4.1.1 Identifiering av delprocesser hos anläggningen 19
4.1.2 Anläggningens placering i Chalmers oxy-fuelpanna 20
4.2 Delprocess 1 - Kompression och kylning av rökgasen 20
4.2.1 Daggpunkt för svavlesyra vid kompression 22
4.2.2 Modellering av NO-omvandling i kompressor 22
4.2.3 Simulering av kompressorer och kylning i Aspen Plus 24
4.2.4 Kompressorer 26
4.2.5 Kylning och fuktborttagning 28
4.3 Delprocess 2 - Oxidation av NO 29
4.4 Delprocess 3 - Urskiljning av NO_x och SO_x 31
4.5 Mätpunkter och mätverktyg 33
4.5.1 Uppskattade mätvärden i processen 33
4.5.2 Val av mätinstrument 34

5 Diskussion **37**

5.1 Slutsatser 39

5.2 Fortsatt arbete 40

Referenser **41**

6 Bilaga A **42**

7 Bilaga B **44**

8 Bilaga C **47**

9 Bilaga D **48**

Nomenklatur

X	Massfraktion	-
$\dot{m}$	Massflöde	$[\mathrm{kg} \cdot \mathrm{s}^{-1}]$
M	Molvikt	$[\mathrm{kg} \cdot \mathrm{kmol}^{-1}]$
p	Tryck	[Pa]
T	Temperatur	[K]
R	Allmänna gaskonstanten	$[8314,5\,\mathrm{J} \cdot \mathrm{kmol}^{-1} \cdot \mathrm{K}^{-1}]$
η_c	Inre termodynamisk verkningsgrad kompressor	-
κ	Kvot mellan specifika värmet i gas	-
$\dot{V}$	Volymsflöde	$[\mathrm{m}^3 \cdot \mathrm{s}^{-1}]$
J_A	Masstransportflux av ämne A	$[\mathrm{mol} \cdot \mathrm{m}^{-2}\mathrm{s}^{-1}]$
c_A	Koncentration av ämne A	$[\mathrm{mol} \cdot \mathrm{dm}^{-3}]$
F_A	Molflöde av ämne A	$[\mathrm{mol} \cdot \mathrm{s}^{-1}]$
r_A	Reaktionshastighet ämne A	$[\mathrm{mol} \cdot \mathrm{s}^{-1}]$
K_L	Total masstransportkoefficient	$[\mathrm{m} \cdot \mathrm{s}^{-1}]$
D_{AB}	Diffusivitet av ämne A i B	$[\mathrm{m}^2\mathrm{s}^{-1}]$
H	Kolonnhöjd	[m]
v_{sb}	Bubblornas stighastighet	$[\mathrm{m} \cdot \mathrm{s}^{-1}]$
ρ_L	Vätskans densitet	$[\mathrm{kg} \cdot \mathrm{m}^{-3}]$
μ_L	Vätskans dynamiska viskositet	$[\mathrm{Pa} \cdot \mathrm{s}]$
g	Tyngdacceleration	$[9,82\,\mathrm{m} \cdot \mathrm{s}^{-2}]$
k_G	Masstransportkoefficient gasfas	$[m \cdot s^{-1}]$
k_L	Masstransportkoefficient vätskefas	$[m^4 \cdot Pa \cdot s^{-1} \cdot mol^{-1}]$
ϵ	Porositet	-
V	Volym	$[m^3]$
m	Henrys konstant	$[Pa \cdot m^3 \cdot mol^{-1}]$

1 Inledning

1.1 Bakgrund

Energiframställning genom förbränning av fossila bränslen är billigt och råvaran är lättillgänglig för många framtida storförbrukare av energi, men förbränningen ger också stora utsläpp av CO_2[1]. För att möta miljökraven och minska de fossileldade kraftverkens utsläpp pågår utveckling av så kallade CCS-tekniker (Carbon Capture and Storage). Tillämpningen av CCS innebär infångning, trycksättning och lagring av den CO_2 som i dagsläget släpps ut i atmosfären som en del av rökgaserna.

En lovande CCS- teknik är oxy-fueltekniken. I denna process eldas bränslet tillsammans med en kombination av rent syre och återcirkulerade rökgaser, vilket gör att rökgaserna nästan enbart består av CO_2 som kan trycksättas och transporteras till en lagringsplats[2].

Bortsett från CO_2 innehåller rökgaserna halter av andra ämnen som exempelvis O_2, H_2O, NO_x och SO_x. Halterna av NO_x och SO_x är förhållandevis låga, men kan i kombination med kondenserat vatten bilda svavel- och salpetersyror[3] som skadar känslig utrustning för kompression och transport samt försvårar lagring av CO_2-rökgasen. För att undvika problemen som orsakas av NO_x och SO_x i processen är det önskvärt att samla kunskap om under vilka förhållanden absorptionen av dessa ämnen sker. Genom att kontrollera absorptionen möjliggörs rening av rökgaserna under processen.

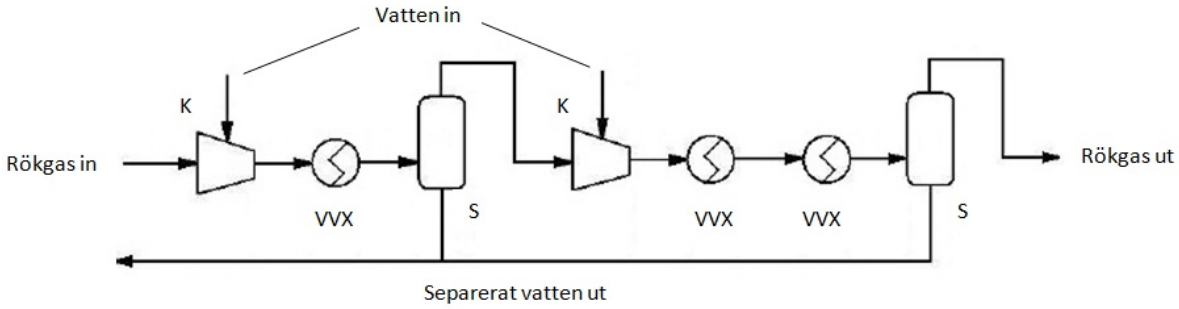
Chalmers har sedan länge haft mycket förbränningsforskning och forskarna är intresserade av oxy-fuelprocessen[2]. I dagsläget finns en mindre oxy-fuelanläggning för forskningsändamål i Chalmers värmepanna, men anläggningen saknar en forskningsanläggning för avskiljning av NO_x och SO_x vilket gör forskningen om processen ofullständig. Med en forskningsanläggning ökar förståelsen om de förhållanden under vilka syra bildas i processen och hur man kan kontrollera syrebildningen.

1.2 Tidigare arbeten

Inom oxy-fuelområdet har tidigare arbeten utförts där avskiljning av NO_x och SO_x granskats. Detta kandidatarbete är baserat på examensarbeten av Erik Jansson och Mikael Israelsson/Tobias Pettersson[3, 4], som alla genomfört simuleringar av relevanta kemiska reaktioner och presenterat resultat och slutsatser av dessa. Till skillnad från de tidigare arbeterna som bara behandat simuleringar kommer denna rapport även innehålla en mer praktisk del där modelleringsresultat leder till förslag på komponenter åt en forskningsanläggning som möjliggör studier av trycksatt rökgasrening vid Chalmers oxy-fuelpanna.

1.2.1 Mikael Israelsson/Tobias Pettersson, Modelling of Reaction and Transport Processes of SO_x and NO_x in a Pressurized Flue Gas Stream

Detta examensarbete baseras på simulering av rökgasreningsenheten i oxy-fuelprocessen i den tyska testanläggningen Schwarze Pumpe. I testanläggningen utförs avskiljningen av NO_x och SO_x genom stegvis tryckhöjning med vattentillförsel i kompressorerna (K) och temperatursänkning genom värmeväxlare (VVX). Även vätskan separeras stegvis i så kallade vattenseparatorer (S). Rökgasreningsenheten illustreras med Figur 1.



Figur 1: Schematisk bild över rökgasreningsenheten i testanläggningen Schwarze Pumpe.

Israelsson och Pettersson har utfört modelleringen i steg med kompession och kylning samt en motströms spraykolonn. Resultaten av simuleringarna i rapporten visar att avskiljningen av NO_x är helt beroende av oxidationen av NO till NO_2 och att denna reaktion drar fördel av högt tryck och låg temperatur.

1.2.2 Erik Jansson, Reaction Kinetics of Sulphur and Nitrogen Chemistry in Pressurized Flue Gases

Erik Jansson har i sin rapport utvecklat en modell för att beskriva rökgasreningen vid en oxy-fuelpanna matematiskt. Till grund för modellen ligger experiment utförda på Imperial College och University of Henry Poincaré (UHP) samt modellering av Pettersson et al.

Jansson studerade främst kemin för NO_x och SO_2 och har utgått från en experimentuppställning där en torr gasfasreaktor efterföljs av en bubbelkolonn. I bubbelkolonnen bubblas rökgas genom en stationär vätskefas.

Gasreaktorn modelleras som en serie av transienta ideala tankreaktorer där antalet tankar kan varieras. Bubbelkolonnen beskrivs av två delar, en kontinuerlig gasfas och en stationär vätskefas. Gasfasen modelleras på samma sätt som den torra gasfasreaktorn medan vätskefasen istället beskrivs av en ideal satsreaktor.

Modellens resultat visar på att oxidationen av NO till NO_2 har stor betydelse för systemet eftersom NO praktiskt taget är olösligt i vatten. Janssons resultat styrker slutsatsen att reaktionen gynnas av höga tryck och låga temperaturer. Oxidation av SO_2 till SO_3 i gasfasen antas vara obetydlig vid temperaturer under 350°C.

Vätskefassystemet är mer komplext än gasfassystemet vilket resulterar i större osäkerheter och avvikelser från utförda experiment.

Jansson presenterar även kinetik för alla inkluderade reaktioner samt diskuterar olika reaktioners delaktighet vid det aktuella temperaturintervallet.

1.3 Problembeskrivning och syfte

Syftet med projektet är att ta fram underlag till en forskningsanläggning för studier av kemin vid trycksatt rökgasrening som är anpassad till Chalmers befintliga oxy-fuelprocess. Anläggningens huvudfunktion är att möjliggöra forskning om urskiljning av NO_x och SO_x genom absorption, och den baseras på befintlig teknologi och kunskap[3, 4] som anpassats med hjälp av egna modelleringar och beräkningar. Som en del av oxy-fuelprocessen ska enheten bidra med ökad kunskap om rökgasrening vid oxy-fuelförbränning.

Projektet kan delas upp i följande problemställningar:

- Val av forskningsanläggningens placering i befintlig oxy-fuelprocess
- Definition av forskningsanläggningens övergripande struktur och delsystem
- Modellering av reaktioner för att få underlag till dimensionering
- Dimensionering samt val av komponenter

1.4 Metod

Bland de allmänna delar som genomförts kontinuerligt under arbetets gång finns litteraturstudier, som bidragit med den teoretiska kunskap som varit nödvändig för utformningen av modellering samt förslag på komponenter. Även besök i Chalmers oxy-fuelpanna har genomförts för att se hur den befintliga processen är utformad och för att kartlägga krav och önskemål för forskningsanläggningen.

1.4.1 Placering av anläggning och dess övergripande struktur

Utifrån genomgång av tidigare arbeten[3, 4] och analys av dessa kunde tre övergripande delprocesser identifieras som viktiga för att uppfylla den funktion som önskas av anläggningen. Uppdelningen gjordes för att kunna behandla olika delar mer separat och få en bättre arbetsfördelning.

Placering av anläggningen bestämdes utifrån en jämförelse mellan resultat från tidigare genomförda modelleringar[3, 4] och de egenskaper som fanns i Chalmers oxy-fuelpanna. Placeringen var viktig att fastställa i ett tidigt skede för att avgränsa arbetet i fråga om parametrar för modellering och komponentval, eftersom exempelvis tryck och temperatur varierar i olika delar av oxy-fuelpannan.

Det fortsatta arbetet kommer att ytterligare definiera de olika delprocesserna och vilka komponenter som kan uppfylla respektive funktion, samt vilka krav som behöver ställas på dessa komponenter för att få önskad funktion. Genom definitionen av de övergripande delsystemen tillsammans med placeringen fås utgångspunkten till modelleringar och beräkningar som sedan kan leda till förslag på komponenter.

1.4.2 Modellering av reaktioner

Reaktioner som ligger till grund för absorptionen modellerades i Matlab. Resultaten och slutsatserna utgjorde underlag till dimensionering av och förslag på komponenter i systemet. Viktiga parametrar för komponentvalet som togs fram var temperatur, tryck och uppehållstider för rökgasen. Modelleringarna byggde till stor del på tidigare arbete av Jansson[3] där modelleringen av gasreaktioner skedde i en kontinuerligt omrörd tankreaktor (CSTR) och modelleringen av absorptionen skedde i en bubbelkolonn. Modelleringarna implementerades även på andra väsentliga delar av arbetet. Modelleringsprogrammen bygger på uppställning av massbalanser i respektive fas vilka beskrivs i avsnitt 3.3.1.

1.4.3 Dimensionering och förslag på komponenter

Dimensionering och förslag på komponenter togs fram med utdata från modelleringen. Kunskap från litteratur om egenskaper hos olika komponenter användes också för att kunna föreslå lämpliga alternativ. Avsikten var att göra förslagen så specifika som möjligt, och att försöka tillhandahålla flera alternativ för varje komponent. En diskussion har sedan förts kring för- och nackdelar hos de olika alternativen. Viktigt i dimensioneringsarbetet har också varit att tänka på de parametrar som ger möjlighet att bedriva forskning på anläggningen, bland annat gäller det att komponenter helst ska ge möjligheter till variation i processen.

Valet av komponenter har i hög grad kopplats samman med intressanta modelleringsresultat för att visa på vilka reaktionsmekanismer som behöver tas hänsyn till i respektive komponentval. Undersökningar om uppehållstider i processen har varit viktiga för att kunna förutsäga i vilken utsträckning kemiska reaktioner sker då rökgas passerar genom processen.

Risken för korrosionsskador på systemets olika delar har uppskattats genom att undersöka var syrabildning är möjlig. Modelleringar i Matlab har använts för att ge en bild av mängden vattenlösliga komponenter som kan bildas av kväveoxider med följande risk för bildande av salpetersyra. Även risken för syrabildningen från svavel har uppskattats genom att undersöka svavelsyrans daggpunkt.

Som komplement till modelleringar i Matlab har simuleringsprogrammet Aspen Plus använts för att undersöka tryck- och temperaturändringar där dessa varit aktuella i processen. Simuleringarna är gjorda för gassammansättning enligt OF35 uppmätt vid tidigare försök på Calmers oxy-fuelpanna[5] och med tillståndssamband enligt Peng-Robinson. Undersökningarna har innefattat framtagning av kondensatmängder då tryck och temperatur varierat, för att ge ytterligare uppskattning av risken för bildande av korrosiva lösningar. Även energiåtgång för olika processalternativ har tagits fram med hjälp av simuleringarna.

En undersökning av vilka företag som kan tillhandahålla komponeneter som motsvarar framtagna krav genomfördes. Specifika komponenter från företag togs fram och jämfördes med de krav som ställts upp för varje komponent. Resultaten av modelleringarna, litteraturstudierna och komponentvalet ledde genom analys och överläggande fram till ett antal lösningsförslag med olika för och nackdelar.

1.4.4 Mätningar och mätverktyg

Grundläggande för forskning på rökgasreningen är den information som mätningar i systemet tillhandahåller. En diskussion fördes för att avgöra vilka punkter i systemet som är intressanta för mätning. Det finns många olika tillvägagångssätt att mäta rökgasens innehåll och när val av mätverktyg gjorts har hänsyns tagits till flertalet parametrar. Mätverktygets kostnad, exakthet och flexibilitet var viktigt när jämförelsen gjordes. Mätverktyg som redan idag är installerade i Chalmerspannan har tagits i beaktande, då inköp av nya mätverktyg kan komma att bli en betydande kostnadspost om projektet tas vidare. En undersökning av olika företag för de diverse mätverktygen genomfördes och ligger till grund för de lösningsförslag som presenteras.

1.5 Avgränsningar för projektet

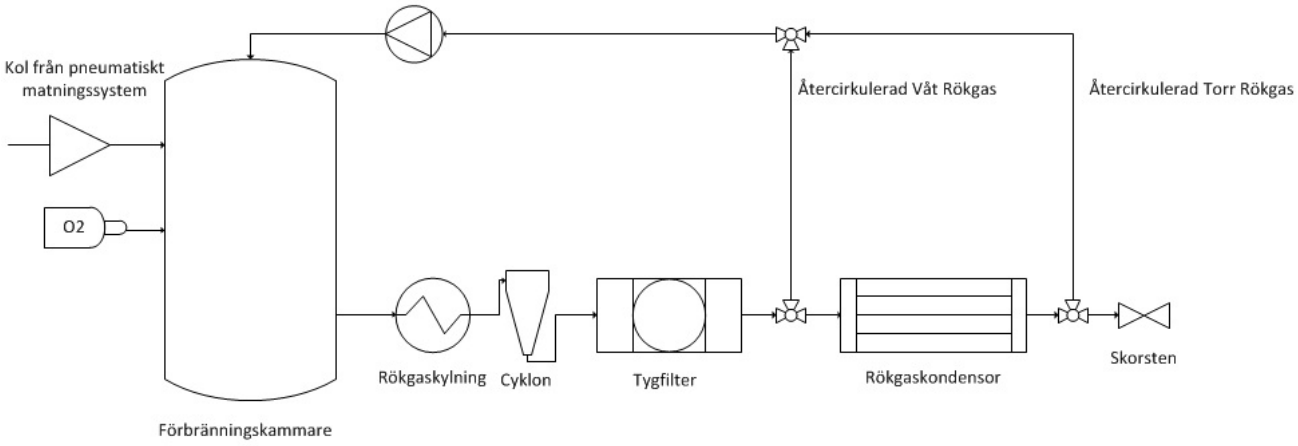
- Projektet syftar bara till att passa in och dimensionera en forskningsanläggning i existerande anläggningsstruktur, oxy-fuelpannan på Chalmers. Endast egenska-

perna hos, till anläggningen direkt anslutna delar visas hänsyn.

- Projektet avser att skapa förutsättningar för byggandet av en forskningsanläggning för rökgasrening som bidrar med kunskap om urskiljandet av kväveoxider och svaveloxider utan att ta hänsyn till urskiljandet av andra ämnen i rökgaserna.
- Projektet tar ingen hänsyn till restprodukternas fortsatta omhändertagande.
- Projektet ska föreslå komponentval. Koppling, t.ex. rör, mellan komponenterna och vad som händer undertiden gasen uppehålls där försummas och komponenterna behandlas som om de vore direkt sammankopplade.
- Projektet tar endast hänsyn till oxy-fuelförbränning med kol som bränsle.

2 Chalmers oxy-fuelpanna

På Chalmers bedrivs forskning inom olika tekniker för CCS, bland annat finns en forskningsanläggning för oxy-fuelförbränning. Oxy-fuelanläggningen, som illustreras i Figur 2, är designad för förbränning av kolpulver eller naturgas. Bränslet förbränns med en blandning av återcirkulerad rökgas och rent syre eller med vanlig luft.



Figur 2: Forskningsanläggningen för oxy-fuelförbränning på Chalmers

2.1 Rökgasens väg genom oxy-fuelprocessen

Från förbränningspannan går rökgaserna ut genom en värmeväxlare som sänker temperaturen till ca 200 °C, för att sedan ledas genom en cyklon som avlägsnar de största partiklarna i rökgaserna. För att ytterligare rena rökgaserna används ett tygfilter som tar bort de mindre partiklarna. Efter filtret sitter en kondensor där temperaturen sänks ytterligare till ca 20 °C där rökgasens tryck är ca 1 bar. Den gas som vid oxy-fuelförbränning återcirkuleras till pannan tas antingen före eller efter kondensorn, beroende på om den ska vara fuktig eller torr. Resterande rökgaser släpps ut genom en skorsten.

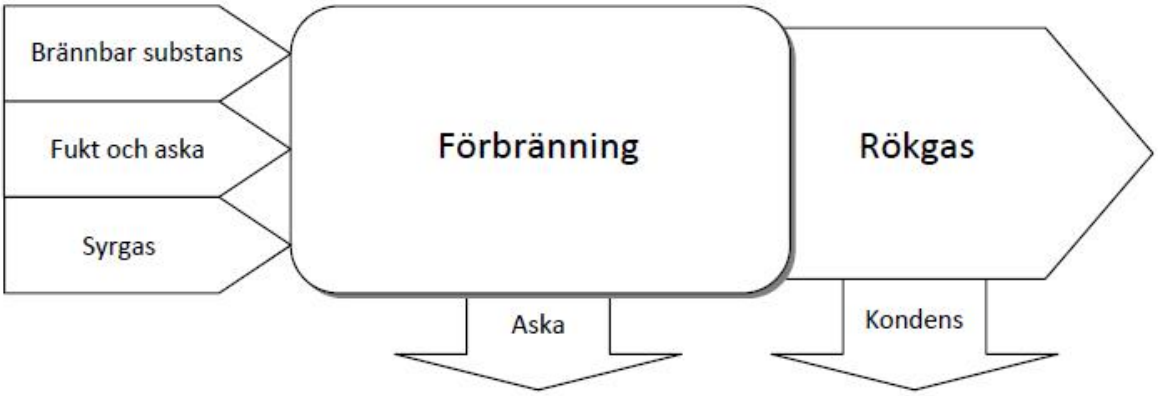
Beroende på vilken syrehalt som önskas vid förbränningen kan olika mängder rökgas cirkuleras. Försöksresultat som detta arbete baseras på kommer från försök gjorda med 30 vol% syre (OF30) och 35 vol% syre (OF35)[5, 6]. Från dessa tidigare försök tas data för bränslesammansättning och rökgassammansättning som är nödvändiga för en del beräkningar.

Idag görs mätningar i pannan för att undersöka olika flöden och framförallt skillnader när man använder olika bränslen. Sammanssättningen hos rökgasen mäts upp av rökgasanalysatorer som analyserar små prov tagna från rökgasstråket.

2.2 Flöde av rökgas

Flödet av rökgas genom systemet är viktigt att känna till då det krävs för modelleringar samt val av komponenter. Då inga data fanns tillgängliga angående storleken på rökgasflödet har detta beräknats för de förhållanden som gäller efter kondensorn, då detta tidigt ansågs vara det område av den befintliga anläggningen som var mest intressant för avskiljning av NO_x och SO_x.

Beräkningen av flödet utgår från en balans över de flöden av olika ämnen som deltar i förbränningen. Figur 3 visar ingående och utgående flöden i ett fall där den inerta delen av den återcirkulerade gasen (mest koldioxid) utelämnats då den inte reagerar i förbränningsprocessen.



Figur 3: In- och utgående flöden i förbränningen

Bränslet som går in i pannan består av brännbar substans, samt fukt och aska som inte förbränns. All aska antas försvinna, dels direkt i pannan och dels genom filtrering av rökgasen, och bidrar därför inte till rökgasflödet. Huvuddelen av fukten antas försvinna i processen, den fuktmängd som är kvar beräknas utifrån uppmätt fukthalt efter kondensorn.

Rökgasflöden för OF30 och OF35 har beräknats för bränsle- och rökgassammansättning tagna från tidigare försök[5, 6]. En förbränningstabell[7] där de olika bränslekomponenterna ställdes upp användes tillsammans med flödet av bränsle in i pannan för beräkningarna. Hänsyn togs även till syreöverskott genom att utgå från en syrehalt uppmätt efter kondensorn, samt till det flöde av koldioxid som används för att trycka in bränslet i pannan.

Resultatet av flödesberäkningen syns i Tabell 1, och det är tydligt att skillnaden i flöden mellan de olika testfallen är liten. Normaltillstånd för volymflödena är 1 bar och 0 °C.

Tabell 1: Rökgasflöden

	Normalvolymflöden		Massflöden	
Test case	$\dot{V}_{n,torr}$ [m^3_n/s]	$\dot{V}_{n,fuktig}$ [m^3_n/s]	$\dot{m}_{torr}$ [kg/s]	$\dot{m}_{fuktig}$ [kg/s]
OF35	0.0045	0.0046	0.0085	0.0086
OF30	0.0044	0.0046	0.0084	0.0085

3 Teori

Nedan följer teoriavsnitt för kompression, reaktorer, modellering och mätverktyg som är ligger till grund för den genomförda undersökningen.

3.1 Teori för kompression

3.1.1 Daggpunkt och syradaggpunkt

Den fukt som finns i rökgas riskerar vid höga tryck och låga temperaturer att kondenseras ut och potentiellt orsaka korrosionsskador på de ytor gasen kommer i kontakt med. Innehåller gasen svaveldioxid kan denna oxideras till svaveltrioxid genom reaktion (1). Svaveltrioxid kan även bildas genom oxidation av svavel vid förbränningen enligt reaktion (2).

$$\mathrm{SO_2} + \tfrac{1}{2}\,\mathrm{O_2} \longrightarrow \mathrm{SO_3} \tag{1}$$

$$\mathrm{S} + 3\,\mathrm{O} \longrightarrow \mathrm{SO_3} \tag{2}$$

Svaveltrioxid kan reagera med vatten i rökgasen och bilda svavelsyra genom reaktion (3). Vid låga temperaturer kan även så kallad svavelsyrlighet bildas direkt från svaveldioxid enligt reaktion (4).

$$\mathrm{SO_3} + \mathrm{H_2O} \longrightarrow \mathrm{H_2SO_4} \tag{3}$$

$$\mathrm{SO_2} + \mathrm{H_2O} \longrightarrow \mathrm{H_2SO_3} \tag{4}$$

Daggpunkten för det sura vattnet är beroende av partialtrycken hos vattnet i rökgasen och den syra som finns löst i vattnet. Om svavlesyra finns löst i vattnet innebär det

en avsevärd höjning av daggpunkten, vilket betyder att syra kommer kondenseras ut vid högre temperaturer än motsvarande för rent vatten. Närvaron av syra gör dessutom att risken för korrosion ökar. Då partialtrycken ökar fås en ökad daggpunkt, vilket betyder att ett högt totaltryck ger utfällningar av syra även vid höga temperaturer[7]. Partialtrycken beräknas med ekvationerna (5) och (6) utifrån molfraktioner vatten och svaveldioxid (X_{H_2O} och X_{SO_2}) samt från totaltrycket p_{tot}. Det uppskattas att 2 mol%[7] av svaveldioxiden i rökgasen omvandlas till svaveltrioxid som sedan tillsammans med vattnet bildar svavelsyra genom reaktion (3).

$$p_{H_2O} = X_{H_2O} p_{tot} \tag{5}$$

$$p_{H_2SO_4} = 0.02 X_{SO_2} p_{tot} \tag{6}$$

3.1.2 Temperaturökning vid kompression

Då en gas komprimeras från ett tryck p_1 till ett högre tryck p_2 fås en ökning i temperatur från T_1 till T_2 som ges av ekvation (7), där κ är kvoten mellan de specifika värmena för gasen och η_c är de inre termodynamiska verkningsgraden hos kompressorn[8].

$$T_2 = T_1 \left(1 + \frac{\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1}{\eta_c} \right) \tag{7}$$

3.1.3 Kompressortyper

Kompression av en gas kan ske med hjälp av olika tekniker. Beroende på vilka krav som finns på det system där de ska användas kommer vissa kompressortyper vara mer lämpliga än andra. Här görs en kort genomgång av följande kompressortekniker:

- Kolvkompressor
- Skruvkompressor
- Lamellkompressor

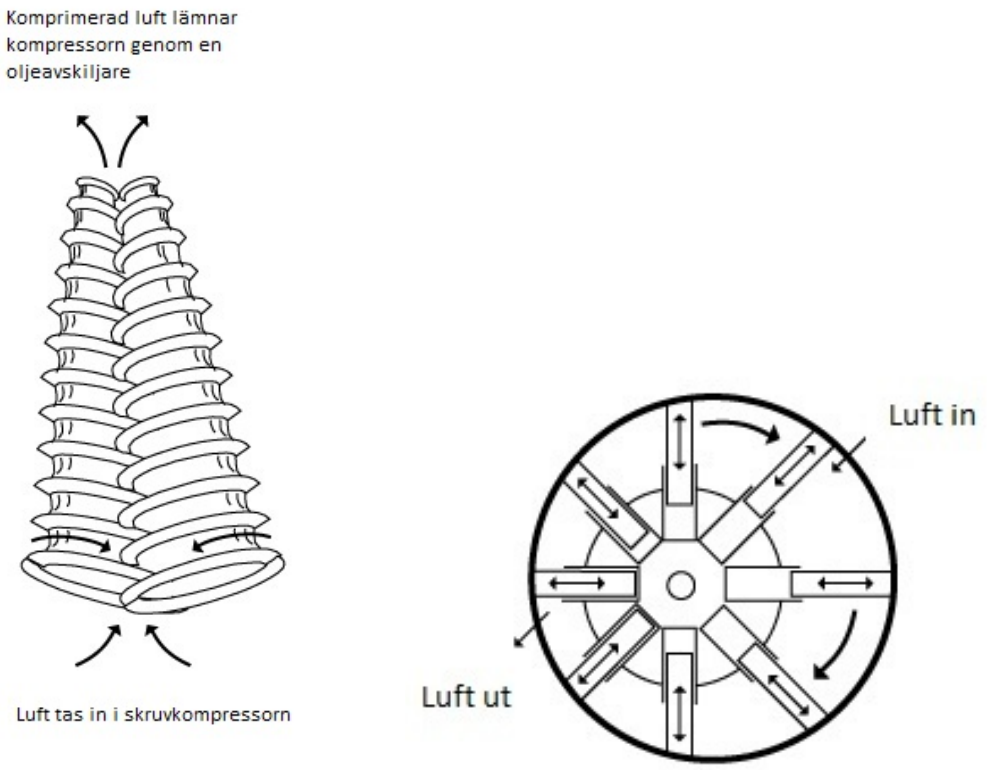
Kolvkompressorer En kolvkompressor komprimerar gasen genom att förminska dess volym. Gasen tas in i en sluten cylinder där en kolv arbetar för att pressa ihop gasen som sedan leds ut och lagras i ett tryckkärl. Kompressorn laddar upp trycket i kärlet till önskad nivå och sedan slutar den arbeta, för att sedan ta vid igen endast då trycket fallit under det önskade värdet. Denna typ av kompressorer är alltså inte gjorda för att arbeta kontinuerligt, och detta kan innebära problem då långa cykeltider krävs[9].

Kolvkompressorer finns som enkel- och dubbelverkande, och skillnaden är att den dubbelverkande använder kolvens båda sidor för att komprimera medan den enkelverkande bara använder en sida. På grund av detta används de dubbelverkande ofta för högre tryck, ungefär mellan 7 bar och 17 bar, medan de enkelverkande används för lägre tryckintervall på ungefär 4 bar till 7 bar. Många olika konfigurationer finns med olika typer av kylning och med eller utan smörjning. Kolvkompressorer finns dessutom för stora tryck- och flödesintervall[10].

Skruvkompressorer Skruvkompressorer arbetar som kolvkompressorer genom att förminska volymen på den gas som ska komprimeras. Här görs detta genom att använda en eller flera koniska skruvar där gasen sugs in vid änden med stor diameter och genom skruvens rörelse förflyttas mot änden med minder diameter, se Figur 4a. Därmed tvingas gasen uppehålla sig på mindre volym och det ger en tryckökning. Kring skruvarna sitter ett hus, och för att möjliggöra tillräcklig tätning mellan skruv och hus samt för att smörja och kyla ligger skruvarna i ett oljebad. Oljans närvaro betyder att den komprimerade gasen kommer innehålla små oljerester som kan innebära problem för vissa applikationer. I dessa fall finns det oljefria varianter som kan användas[10].

Till skillnad mot kolvkompressorer tillåter designen hos skruvkompressorer en mer kontinuerlig arbetscykel med mycket färre avbrott, enligt vissa tillverkare arbetar kompressorerna i stort sett året runt utan avbrott[11]. Skruvkompressorer karakteriseras av ett jämnt och pulsfritt utflöde, kompakt utformning och att de kan hantera stora flöden. De är förhållandevis lätta att reglera genom att variera hastigheten och genom att ändra deplacementet via en utloppsventil på kompressorhusets sida[10].

Lamellkompressorer Lamellkompressorn är lik skruvkompressorn i många avseenden, till exempel kan den arbeta kontinuerligt och klarar av att hantera stora flöden med en kompakt design. Funktionen går ut på att en rotor sitter excentriskt placerad i förhållande till ett omgivande hus. Rotor och hus förbinds av lameller som kan glida in och ut från rotorn och därmed fås hela tiden kontakt mellan rotor och hus, se Figur 4b. Gasen sugs in där lamellerna skapar det största utrymmet och förflyttas sedan till ett mindre utrymme i och med lamellernas rörelse, och på så sätt fås en kompression av gasen [12].



(a) Funktion hos en skruvkompressor med två skruvar.

(b) Funktion hos en lamellkompressor.

Figur 4: Schematiska bilder över skruv- och lamellkompressorer.

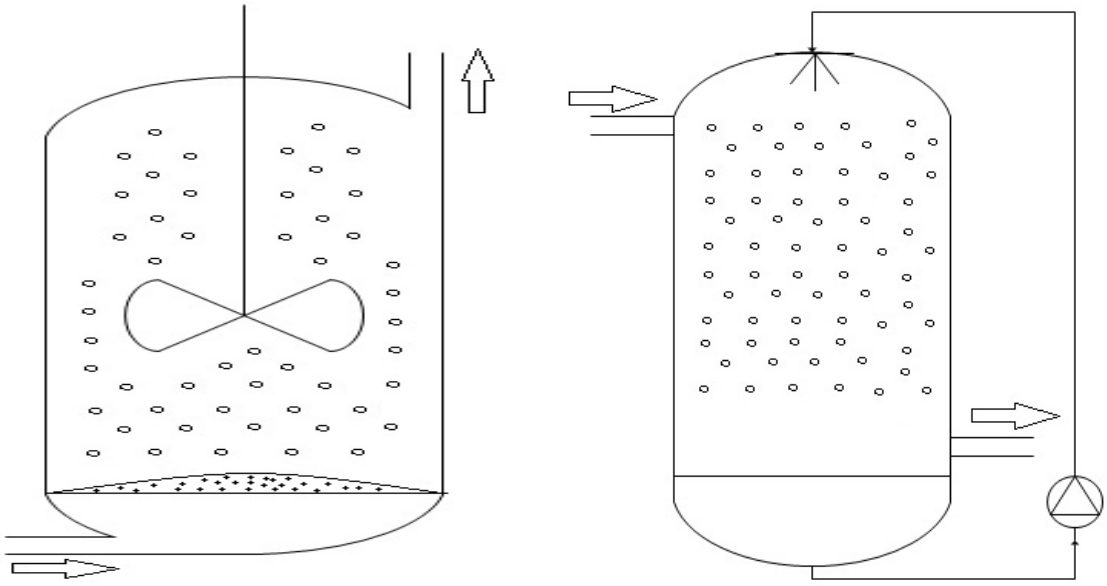
3.2 Reaktortyper

Absorptionen av NO_x och SO_x i vätska är beroende av kontaktyta och uppehållstid i tvåfasreaktorn. Dessa faktorer påverkas framförallt av tryck, volym och koncentration av reaktiva ämnen i rökgaserna och vattenlösningen. Bubbelkolonn och spraykolonn är två reaktorutformningar som har använts i tidigare arbeten [3, 4] för att uppnå dessa krav. Nedan följer en presentation av respektive typ.

Bubbelkolonn Bubbelkolonnen är en robust och enkel tvåfasreaktor. Tvåfasreaktorn är vätskefylld och placerad i rökgasflödet som illusteras i Figur 5a. För att bubbla rökgasen genom vätskan används en fördelare, en perforerad platta, genom vilken rökgasen bildar bubblor i vätskefasen. Fördelningen av det inkommande gasflödet antas ge en homogen fördelning reaktorn. Beroende av volymen hos reaktorn i förhållande till volymsflödet och inloppsstorleken kan en omrörare användas för att skapa bättre omblandning. Reaktorn kan vara förfylld med en vätskesats som laddas en gång inför

varje test eller använda ett flöde av vätska. Vätskan kan i forskningssyften varieras i volym för att förändra uppehållstid och surhetsgrad.

Spraykolonn I en spraykolonn leds rökgasen genom tvåfasreaktorn i vilken en kontaktyta skapas med vätska som fördelas från toppen av kolonnen av en sprinkler, se Figur 5b. Vätskan absorberar föroreningar i rökgasen och ansamlas i botten av reaktorn där den, via en extern ledning, återcirkuleras till sprinklern av en pump. Vätskan som cirkuleras genom reaktorn ska kunna fyllas på och tömmas när en testcykel är avslutad. Spraykolonnen erbjuder experimentell flexibilitet. Pumpen påverkar energiförbrukning, robusthet och komplexitet men skapar en effektiv omblandning med stor kontaktyta. När surheten i den återcirkulerade vätskan ökar minskar absorptionsförmågan. För att hålla absorptionsförmågan konstant under ett test kan man eventuellt skapa ett genomgående flöde för att få in färskt vatten. Genom att styra pumpflödet kan man justera förhållandet mellan gas och vätska.



(a) (b)

Figur 5: a) Omrörd bubbelkolonn. b) Sprayreaktor med återcirkulerande vätska.

3.3 Teori för modellering

Modelleringen bygger på teori framtagen under tidigare arbeten [3, 4] vilka baseras på en liknande oxy-fuelanläggningar.

3.3.1 Reaktormodeller

Det modellerade systemet består av en kontinuerlig gasreaktor samt en bubbelkolonn med kontinuerlig gasflöde och stationär vätskefas. Den kontinuerliga gasreaktorn beskrivs med ekvation (8) nedan där c_A står för koncentrationen av ämne A.

$$\frac{dc_A}{dt} = \frac{1}{V}(\dot{V}_{in}c_{A,in} - \dot{V}_{ut}c_{A,ut}) + r_A \tag{8}$$

I bubbelkolonnen där reaktioner sker i både gas- och vätskefas krävs två massbalanser, en för respektive fas. Ekvation (9) nedan beskriver gasfasen och ekvation (10) vätskefasen. Masstransporten mellan faserna beskrivs med massfluxet J_A.

$$\frac{dc_A}{dt} = \frac{1}{V\epsilon}(\dot{V}_{in}c_{A,in} - \dot{V}_{ut}c_{A,ut}) + r_A + J_A a \tag{9}$$

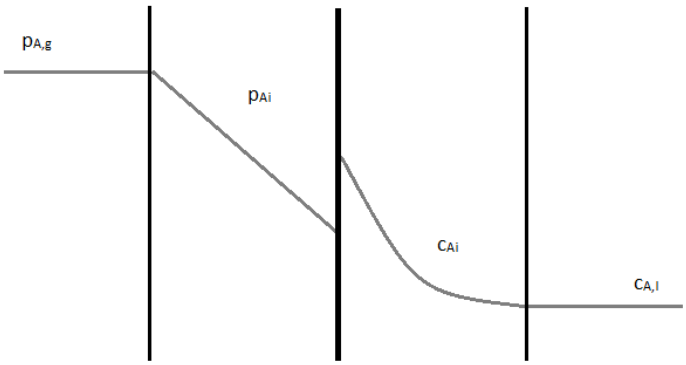
$$\frac{dc_A}{dt} = r_A + \frac{\epsilon}{1-\epsilon}J_A \tag{10}$$

ϵ i ekvation (10) ovan tar hänsyn till volymsförhållandet mellan gasen och vätskan i bubbelkolonnen och definieras enligt ekvation (11) nedan.

$$\varepsilon = \frac{V_{gas}}{V_{gas} + V_{vätska}} \tag{11}$$

3.3.2 Masstransport

För att ta hänsyn till masstransporten mellan vätske- och gasfasen i bubbelkolonnen tillämpas tvåfilmsteorin i vilken transporten över fasgränsyntan antas ske genom en stagnant film där masstransportmotståndet försummas. Koncentrationsprofilen i tvåfilmsteorin åskådliggörs i Figur 6.



Figur 6: Illustrerar tvåfilmsteorin

Genom att kombinera masstransportkoefficienterna för gasfas och vätskefas erhålls följande uttryck

$$J_A = K_L(c_A^* - c_{A,L}) \tag{12}$$

där K_L beskrivs med ekvation (13).

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{mk_G} + \frac{1}{k_L} \tag{13}$$

Diffusionen i en tunn vätskefilm i ett reagerande system beskrivs med ekvationen nedan.

$$D_{AB}\frac{d^2c_A}{dz^2} + r_A = 0 \tag{14}$$

Diffusionskoefficienten D_{AB} används för att beräkna k_G och k_L vilka sedan används i ekvation (13)för beräkning av K_L.

Enligt Sharma och Mashelkar [3] kan k_G beräknas enligt följande

$$k_G = 0.08 \frac{d_b}{t_G} exp(\frac{-40 D_{AB} t_G}{d_b^2}) \tag{15}$$

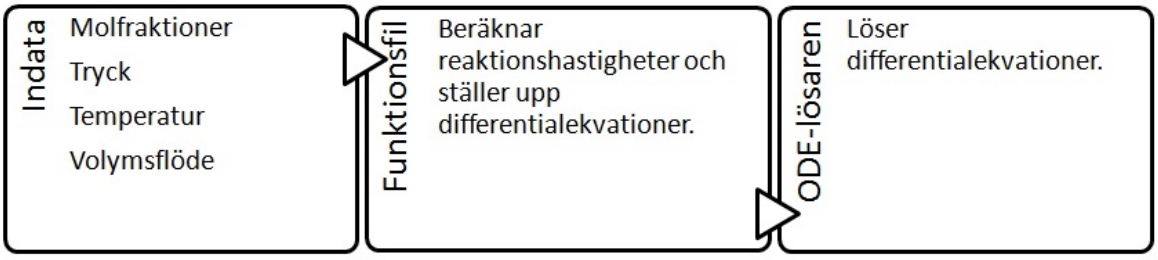
Där $t_G = {}^{H}/_{v_b}$, H är kolonnens höjd och v_b är bubblornas stighastighet i kolonnen [3].

k_L beräknas enligt Calderbank och Moo-Young under förutsättning att bubbeldiametern är större än 2,5mm[3].

$$k_L = 0.42 D_{AB}^{0.5} \left(\frac{\rho_L^{0.5} g}{\mu_L^{0.5}} \right)^{1/3} \tag{16}$$

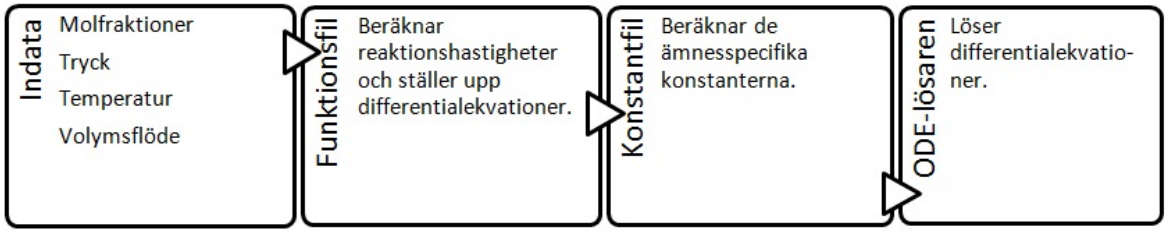
3.3.3 Beskrivning av Matlab-program

Modelleringen av gasreaktorn behandlar gasreaktionerna genom att definiera indata i ett huvudprogram som skickas till en funktionsfil där reaktionshastigheterna för respektive ämne beräknas. I funktionsfilen ställs uttryck för differentialekvationerna upp med hjälp av massbalansen (8). För att lösa differentialekvationerna används en ODE-lösare. Indata tas från tidigare försök på forskningspannan [6, 5]. Tryck och temperatur antas konstanta genom hela förloppet. Ett flödesschema för modelleringen av gasfasreaktorn ser ut enligt Figur 7. I gasreaktorn antas att enbart gasreaktioner sker.



Figur 7: Flödesschema för simuleringen av gasfasreaktorn.

Bubbelkolonnen modelleras något annorlunda då även hänsyn till masstransport mellan faserna måste tas och massbalanserna för respektive fas ser ut enligt ekvation (9) och (10). Detta gör att ämnesspecifika konstanter behöver beräknas vilket sker i en separat funktionsfil. Flödesschemat för modelleringen av bubbelkolonnen ser alltså ut enligt Figur 8.



Figur 8: Flödesschema för simuleringen av tvåfasreaktorn.

3.4 Mätningsteori

Möjlighet till mätning flera punkter i rökgasreningen är viktig för att kunna jämföra resultat av olika driftförhållanden i processen. De halter som är intressanta att mäta i rökgasen är framförallt NO, NO_2, SO_x, O_2, H_2O och CO_2. Tryck och temperatur är också av stor vikt vid experiment då dessa är centrala för de kemiska reaktioner som reningen av rökgasen innebär. Utöver rökgasanalysen finns intresse för en vätskeanalys av vattnet i tvåfasreaktorn. Förändringen av vattnets pH och sammansättning är intressant då olika förutsättningar kommer påverka hur reaktionerna fungerar. Då systemet är trycksatt är det viktigt att mätinstrumenten är permanent och tätt installerade. Nedan följer en presentation av mätverktyg som kan användas vid processer som denna och hur de fungerar.

3.4.1 Rökgasanalys

För analys av rökgasen finns det flera olika tillvägagångssätt och nedan presenteras optisk analys och rökgasanalys genom prov.

Rökgasanalys genom prov Rökgasanalysatorn analyserar mängden NO_X eller SO_X i rökgasen. En liten luftmängd tas från rökgasen som sedan tas till rätt förutsättningar och analyseras. Rökgasanalysatorer är avancerad apparatur och därav också kostsam. För att minska behovet av analysatorer är det möjligt att leda prover från många mätpunkter till en analysator. Flera mätpunkter leds till en ventil för att sedan delas upp, det flödet som ska mätas tas vidare mot analysatorn. Aktuella rökgasanalysatorer som alla i mångt och mycket liknar de som används i pannan i dagsläget klarar ett maximalt tryck på 3 bar, vilket förutsätter att prov tagna från trycksatta delar av systemet måste strypas. Slaggprodukter som riskerar att fällas ut vid trycksänkningen måste renas med ett filter innan de ska analyseras. Moderna rökgasanalysatorer kan analysera flera gaser på samma gång vilket är positivt då det minskar antalet rökgasanalysatorer som krävs för att täcka alla mätpunkter av intresse.

Optiska mätverktyg installerade i flödet Analys med ett optiskt verktyg innebär att en ljusstråle skickas genom rökgasflödet och reflektionen registreras i analysatorn. Genom att bestämma våglängden hos det reflekterade ljuset kan halten av NO, NO_2, SO_x och O_2 avgöras. De flesta varianter av detta mätverktyg är fast installerade i flödet vilket medför att de inte är särskilt flexibla, det finns dock även varianter som är flyttbara.

3.4.2 Temperatur- och tryckmätare

För att kunna gå tillbaka till intressanta tidpunkter och få en överblick av temperaturvariationen kan en tempteraturanalsysator med PT-100 givare användas. Temperatursignalen görs om till en elektronisk signal som kan loggas i en dator för vidare analys. Vid låga temperaturer ger temperaturmätning trovärdiga resultat då värmestrålning har liten inverkan.Trycket mäts med givare, skickas sedan vidare och loggas i dator för att analyseras. Trycket i rökgasen mäts normalt med en manometer men det finns även andra lösningar för en så vanlig parametermätning som tryck.

3.4.3 Vätskeanalys

Surheten mäts med en vanlig pH-mätning men utöver den enkla indikation som denna ger kan även kromatografiska tester göras för att studera ämnesfördelningen i vätskan. En pH-mätare är ett lätt sätt att mäta vattnets surhet och utifrån det kan man göra en uppskattning av vattnets sammansättning med erfarenhet som grund. pH-mätare kan vara ett fast inslag och den kontinuerliga pH-mätningen kan loggas som ett hjälpmedel i forskningen.

Vätskekromatografi mäter ett prov på vätskan av intresse. Provet behandlas och halten av de olika ämnena utröns. Kontinuerliga prover bör tas för att en förändring i sammansättning ska kunna påvisas.

4 Resultat

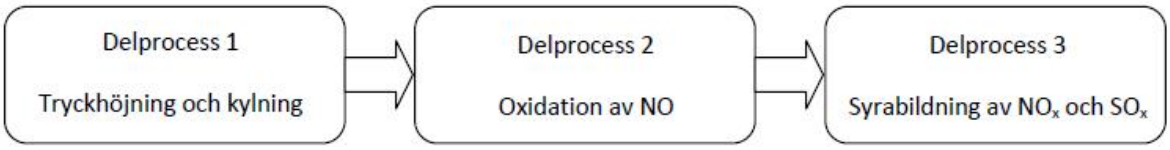
Här presenteras de resultat som ska svara mot syftet och problemställningarna. Avsnittet är uppdelat så att identifiering av delprocesser och val av anläggningens placering kommer först, följt av en mer ingående genomgång av respektive delprocess. Den första delen är tänkt att ge en introduktion till vad arbetet resulterat i, medan följande delar går in mer detaljerat i val eller förslag på komponenter med stöd av resultat från modelleringar. Sist redovisas resultatet av undersökningen om var och hur mätningar ska ske i processen.

4.1 Placering av anläggningen och dess övergripande struktur

4.1.1 Identifiering av delprocesser hos anläggningen

Reaktionerna där NO_x och SO_x absorberas i vatten och bildar syror identifierades som en delprocess. Denna är mycket viktig eftersom det är här möjligheten ska ges att testa hur själva avskiljningen av NO_x och SO_x fungerar vid olika förhållanden. För att dessa reaktioner ska bli effektiva visar de tidigare undersökningarna[3, 4] på att vissa förutsättningar krävs. En viktig sådan är att den NO_x som ska avskiljas består av så lite NO som möjligt eftersom detta inte gärna absorberas i vatten. Därför blir det angeläget att NO ska oxideras till NO_2 och andra vattenlösliga kväveföreningar. För att oxidationen av NO ska bli effektiv förutsätts en låg temperatur (kring rumstemperatur) och ett högt tryck (avsevärt högre än atmosfärstryck).

Med grund i ovanstående resonemang identifierades och ordnades tre delprocesser som ser ut enligt Figur 9.



Figur 9: Identifierade delprocesser

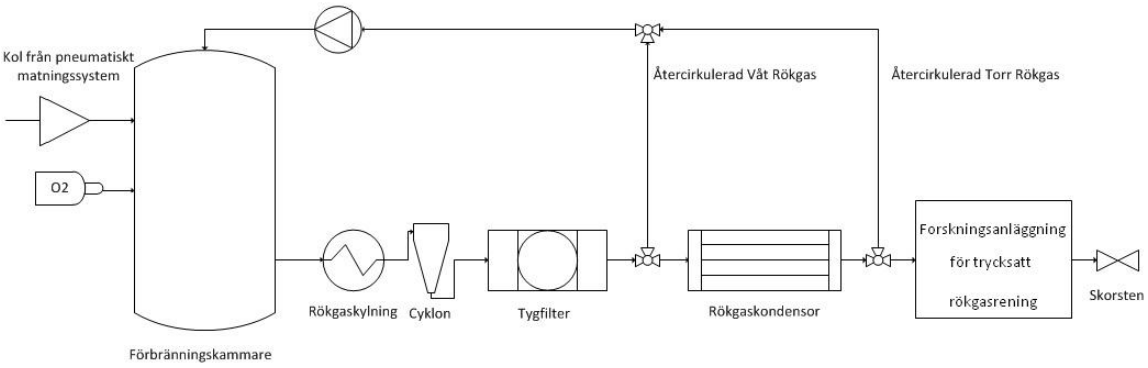
Delprocess 1 beskriver tryckökningen som är viktig för att möjliggöra de andra delarna. Då temperaruren antas öka avsevärt vid en tryckökning fogas även någon typ av kylning till den första delen för att hålla temperaturen på godtagbar nivå inför nästa del.

Delprocess 2 utgörs av oxidationen av NO till vattenlösliga föreningar. Denna är beroende av tryck, temperatur och uppehållstid för gasen i systemet.

Delprocess 3 tar hand om absorptionen av NO_x och SO_xvid reaktion med vatten.

4.1.2 Anläggningens placering i Chalmers oxy-fuelpanna

Placeringen blev en fråga om vilka egenskaper som var önskvärda för rökgasen då den strömmar in i delprocess 1. Då temperaturen väntades öka vid tryckhöjningen i delprocess 1 var en låg temperatur vid inloppet fördelaktigt, samtidigt som komponenter vid tryckhöjningen förväntades kunna ta skada av för höga halter av partiklar i gasen[13]. Med dessa argument som grund bestämdes placeringen av enheten till slutet av den befintliga processen, där gasen passerat genom såväl partikelfilter som värmeväxlare och kondensor. Figur 10 visar den valda placeringen i befintlig oxy-fuelprocess.

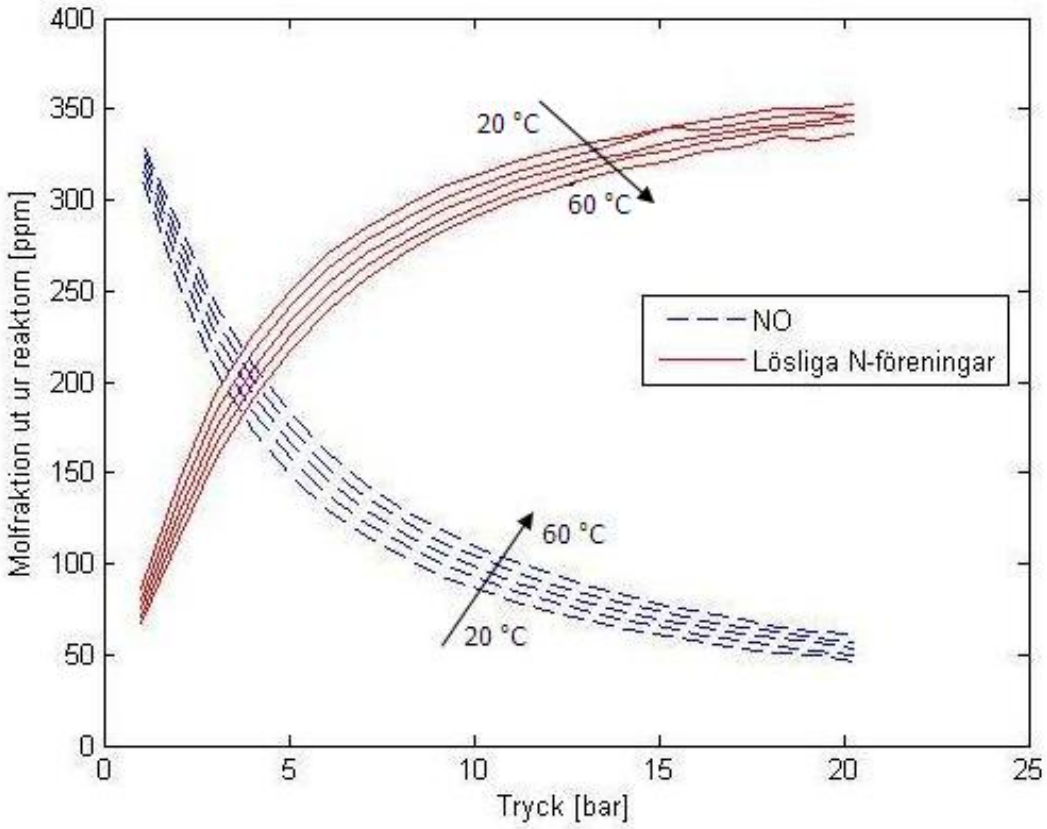


Figur 10: Placering av forskningsanläggning i den befintliga oxy-fuelprocessen

4.2 Delprocess 1 - Kompression och kylning av rökgasen

Delprocess 1 har identifierats som en del med uppgiften att tillhandahålla lämpliga värden på temperatur och tryck för de efterföljande delprocesserna, främst för oxidationen av NO (delprocess 2). De modelleringar som genomförts som stöd för utformningen av delprocess 1 presenteras i Figur 11. I figuren framgår hur molfraktionerna av NO tillsammans med de ämnen som bildas vid oxidationen, och som är lösliga i vatten, varierar med trycket för olika temperaturer. Modelleringen är gjord så att reaktionerna sker i en tankreaktor (CSTR) med en volym på 10 liter och en uppehållstid för gasen på 180 sekunder, samt vid stationära förhållanden.

Som framgår av Figur 11 fås en ökning av omvandlingen från NO till lösliga ämnen då trycket ökar. Ökningen är stor vid lägre tryck för att sedan minska då trycket ökat till mellan 5 och 10 bar, och blir relativt obetydlig då det uppnår 20 bar. Krav på minsta tryck sattes enligt detta resonemang till 10 bar eftersom omvandlingen under detta värde minskar kraftigt. Ett önskvärt tryck för utgående gas från delprocess 1 valdes dock till det något högre 16 bar då detta tryck valts i tidigare arbeten.



Figur 11: Oxidation av NO för olika tryck och temperaturer med tankreaktor på 10 liter och 180 s uppehållstid. Molfraktionerna in i reaktorn är 360ppm NO och 40ppm lösliga kväveföreningar.

Eftersom 16 bar är ett relativt högt tryck genomförs denna kompression med fördel i flera steg med kylning mellan. Kylningen syftar till att ge ett så isotermt förlopp som möjligt, vilket ger en energibesparing. Ytterligare besparing av energi fås då de olika stegens tryckförhållande är lika stora[14]. För kompressionen till 16 bar kan därför en tvåstegsökning, först från 1 bar till 4 bar och sedan från 4 bar till 16 bar, vara ett alternativ till en ökning i ett steg.

Figur 11 visar också hur omvandlingen ser ut för olika temperaturer, 20 °C, 30 °C, 40 °C, 50 °C och 60 °C. En ökning av fraktionen lösliga komponenter fås då temperaturen minskar, men resultatet visar att skillnaden mellan de olika temperaturerna är liten. Skillnaden ansågs inte motivera en kylning ned till 20 °C, samtidigt som det ansågs önskvärt att ligga långt ifrån 60 °C då modellen inte är giltig över denna temperatur. Därför sattes en lämplig temperatur ut från delprocess 1 till 40 °C.

4.2.1 Daggpunkt för svavlesyra vid kompression

Resultatet av en undersökning om daggpunkt presenteras i Tabell 2. Utifrån partialtryck beräknade med ekvationerna (5) och (6) togs daggpunkter fram med ett diagram gällande för svavelhaltig rökgas[7].

Tabell 2: Resultat av daggpunktsberäkning för rökgasen

Totaltryck [bar]	1	4	16
p_{H_2O}[mbar]	30	120	480
$p_{H_2SO_4}$[μbar]	37,87	151,48	605,92
Daggpunkt [°C]	130	160	>180

Partialtrycken för vatten och svavelsyra i rökgasen beräknades för molkoncentrationerna $X_{H_2O} = 3\,\%$ och $X_{SO_2} = 1893,5\,\text{ppm}$ (medel för OF35 och OF30). Totaltrycken togs utifrån ett antagande om en tryckökning i två steg från 1 bar till 4 bar och sedan från 4 bar till 16 bar.

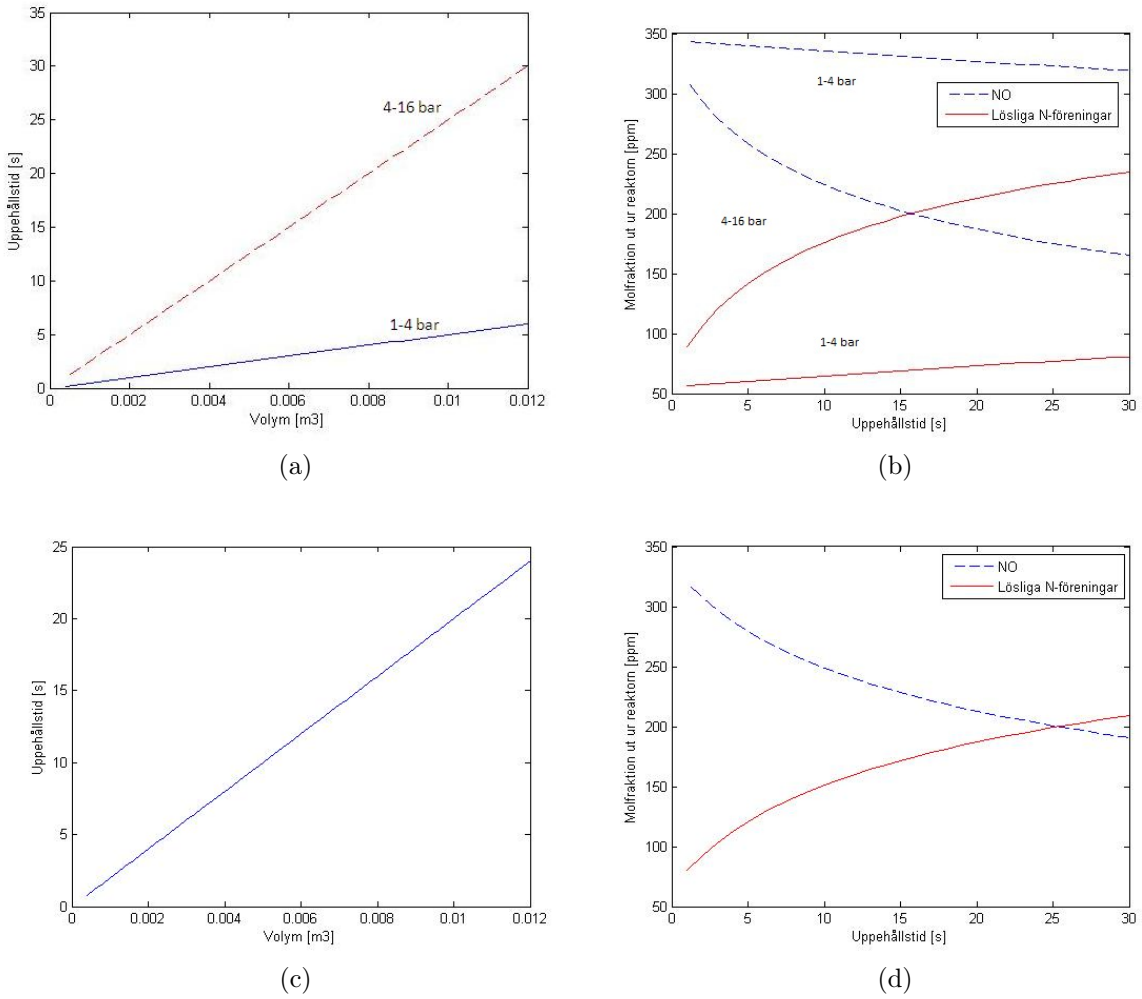
Undersökningen visade att temperaturen då syra fälls ut ökar med ökande tryck, och att den för 16 bar blir över 180 °C. Detta får anses vara en mycket hög temperatur, vilket betyder att denna undersökning pekar mot att utfällning av syra sannolikt kommer att bli ett problem då rökgasen komprimeras och sedan kyls.

En uppskattning av vilken temperaturökning som kan väntas vid kompression från 1 bar till 16 bar gjordes genom ekvation (7), och visade att temperaturen efter kompressionen skulle bli 325 °C. Beräkningen är gjord med antagandet att ingen kylning sker under kompressionen, och i ett sådant fall förväntas inte syrabildningen bli ett stort problem, då temperaturen håller sig tillräckligt hög. I ett mer verkligt fall kan dock någon typ av kylning förväntas finnas i kompressionsförloppet, vilket skulle öka risken för syrabildning.

4.2.2 Modellering av NO-omvandling i kompressor

En analys av vilken uppehållstid som kan väntas i kompressionsförloppet jämfört med vilken omvandling av NO som kan väntas för denna tid presenteras i Figur 12a och 12b för tryckhöjning i två steg, och i Figur 12c och 12d för en tryckhöjning i ett steg. I båda fallen handlar det om en tryckhöjning till det önskade värdet på 16 bar. Eftersom gasens tryck ökar i de modellerade processerna, och trycket är en viktig parameter i modelleringen, har undersökningen gjorts för det medeltryck som finns i respektive steg.

I Figur 12a och 12c illustreras det linjära sambandet mellan den volym gasen passerar genom och den uppehållstid som fås i samma volym. Modelleringen är gjord för hela



Figur 12: Samband mellan volym, uppehållstider och omvandling av NO i kompressionssteget

det gasflöde som väntas ut från oxy-fuelpannan. Osäkerheten är stor kring storleken på den volym gasen måste passera i kompressionssteget, då den varierar beroende på vilken kompressor som används och hur sammankopplande rörledningar ser ut och är placerade. En uppskattning på denna volym gjordes, och den antogs ligga i intervallet 1-5 liter.

För fallet med kompression i två steg visade modelleringen av det första steget, 1-4 bar, på en mycket kort uppehållstid för en volym upp till 5 liter. Uppehållstiden i detta steg kan därför förväntas ligga under 5 sekunder, vilket framgår i Figur 12a. I Figur 12b fås för en uppehållstid på under 5 sekunder en omvandling som motsvarar upp till ungefär 2 % minskning av NO och en ökning av lösliga föreningar på ungefär 1 %, vilket får anses som mycket lite. Modelleringen visade därför att omvandling av NO sker i det första steget i en tvåstegs kompression, men att den är svag på grund av det låga trycket.

Det andra steget i en tvåstegs kompression, 4-16 bar, kommer genom det högre trycket att ge en längre uppehållstid än det första steget. Uppehållstiden blev enligt 12a upp till 15 sekunder för volymer upp till ungefär 5 liter. Uppehållstiden på 15 sekunder gav i Figur 12b en relativt hög grad av omvandling, ungefär 35 % minskning av NO och 122 % ökning av lösliga komponenter. Den högre trycknivån i det andra steget verkar genom att förlänga uppehållstiden och genom att påverka själva omvandlingen av NO, och tillsammans leder det till en kraftigt ökad nivå av lösliga komponenter i gasen.

Uppehållstid för kompressionen i ett steg blev enligt Figur 12c upp till ungefär 10 sekunder för en volym upp till 5 liter. Denna tid gav enligt Figur 12d en minskning av NO på ungefär 22 % och en ökning av lösliga föreningar på 88 %. Resultatet för detta fall visade sig ligga någonstans mellan det för de båda stegen i en tvåstegs kompression, vilket är rimligt då det är medeltrycken som använts i modelleringen. En sammanställning av resultaten för de olika stegen visas i Tabell 3.

Tabell 3: Sammanställning av modelleringsresultat för kompressionssteg (volym 5 liter)

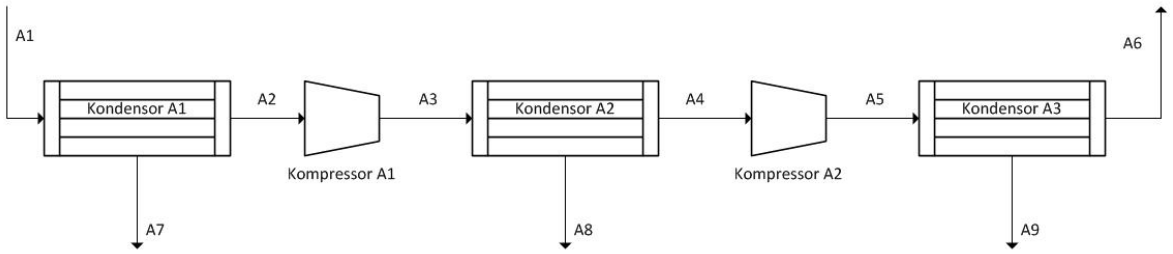
Kompression [bar]	Uppehållstid [s]	Minskning NO [%]	Ökning lösliga [%]
1-4	5	2	1
4-16	15	35	122
1-16	10	22	88

De osäkerheter som finns i dessa resultat ligger mycket i att den indata som använts är en antagen volym i ett kompressionssteg som är mycket svår att uppskatta exakt. Dessutom är kompressionsstegen modellerade som tankreaktorer (CSTR), och giltigheten hos denna approximation är också mycket osäker. Resultatet kan dock ge en indikation på var det är mest sannolikt att omvandling av NO till lösliga föreningar sker, och därmed var det finns risk för syrabildning, samt att illustrera det stora tryckberoendet i processen.

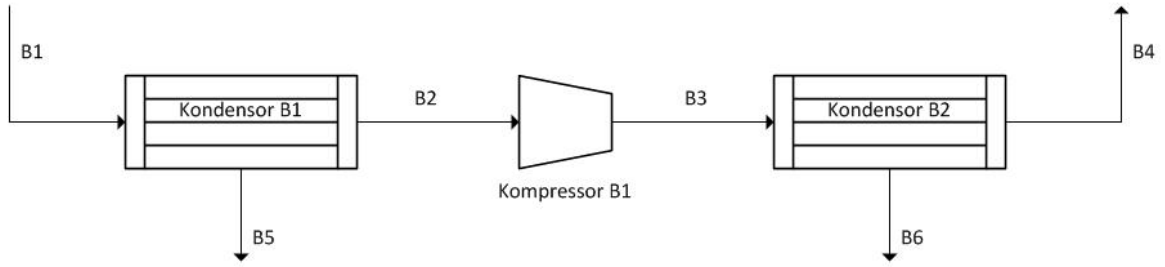
4.2.3 Simulering av kompressorer och kylning i Aspen Plus

Simuleringar i Aspen Plus har gjorts för två olika konfigurationer av delprocess 1 som framgår av Figur 13. Skillnaden mellan dem är att den ena använder två kompressorer (13a) medan den andra använder en kompressor (13b). Figur 13 visar även de strömmar som förbinder komponenterna, där de viktigaste i denna analys varit de som består av kondenserat vatten (A7, A8, A9, B5 och B6).

De resulterande kondensatströmmarna presenteras i Tabell 4 för båda processförslagen A och B. För en mer ingående presentation av alla strömmar i förslagen se Bilaga C. Resultatet visade att en större mängd kondensat fälldes ut till strömmarna A7 och B5 då rökgasen innan kompression kyls till temperaturer under 20 °C. För konfigurationen med



(a) Processförslag A, två kompressorer



(b) Processförslag B, en kompressor

Figur 13: Simulerade konfigurationer för delprocess 1

två kompressorer visade resultatet att för kylning till temperaturer omkring 5 °C innan kompressionen skulle inget kondensat bildas efter kompressor A1. Efter kompressor A2 skulle på grund av det höga trycket en liten mängd kondensat utfällas, ungefär 20 g/h.

Den enda undersökningen som gjordes för konfigurationen med en kompressor var för kylning till 3 °C, och visade samma resultat av utfällningar som för konfigurationen med två kompressorer vid samma temperatur. De två olika konfigurationerna A och B bör därför inte innebära stora skillnader i kondensatmängd, och därmed risk för syrabildning, vid låga ingångstemperaturer.

Tabell 4: Kondensatflöden [kg/h] för olika kylning innan kompression

	Temp innan kompression [°C]			
Strömmar [kg/h]	20	11	5	3
A7 (1 bar)	6,16	6,28	6,32	6,33
A8 (4 bar)	0,13	0,016	0	0
A9 (16 bar)	0,058	0,058	0,028	0,016
B5 (1 bar)	-	-	-	6,33
B6 (16 bar)	-	-	-	0,016

För att minimera risken för reaktioner med vatten i processen visade resultatet att temperaturen innan kompressionen bör sänkas så lågt som möjligt. Vissa osäkerheter finns, då programmet vid simuleringarna inte tagit någon hänsyn till kemiska reaktioner och

inte heller daggpunkten hos svavelsyra. Då svavelsyran enligt tidigare undersökningar visat sig påverka daggpunkten kraftigt kan detta antas göra osäkerheten i simuleringsresultaten relativt stora.

Simuleringen gav också resultat för energiåtgången vid kompressionen, och detta presenteras i Tabell 5. Resultatet visade på en klar fördel ur energisynpunkt för alternativet med två kompressorer, som enligt simuleringen innebar en energibesparing med 11 % gentemot alternativet med en kompressor. Vissa osäkerheter bör finnas även i detta resultat, men eftersom simuleringarna av alternativen A och B är gjorda med samma förutsättningar så bör en jämförelse mellan dem ändå visa sig pålitlig.

Tabell 5: Jämförelse av kompressorer för processförslag A och B

Kompressor	Energiåtgång [kW]	
A1	0,84	Summa A: 1,75 kW
A2	0,91	
B1	1,96	Besparing med A: 11 %

4.2.4 Kompressorer

En sammanställning av viktiga egenskaper för olika typer av kompressorer redovisas i Tabell 6. De egenskaper som tagits med är sådana som anses av värde för den aktuella applikationen samtidigt som de är tillräckligt allmänna för att kunna behandlas på kompressortyp-basis. Andra egenskaper som är viktiga finns, men dessa kan variera mycket inom de olika kompressortyperna.

Tabell 6: Egenskaper hos kompressortyper

	Typ		
Egenskaper	Kolvkompressor	Skruvkompressor	Lamellkompressor
Kan arbeta kontinuerligt	Nej	Ja	Ja
Gasen i kontakt med olja	Nej	Ja, oftast	Ja
Pulsfritt utflöde	Nej	Ja	Ja

Undersökningen visade på en huvudsaklig skillnad i sättet som kompressorerna arbetar. Skruvkompressorer och lamellkompressorer visade sig kunna arbeta kontinuerligt och med jämnt, pulsfritt utflöde av gas, medan kolvkompressorns design inte tillåter detta. Då ett kontinuerligt arbete över längre perioder än några minuter måste anses vara ett krav som inte går att kompromissa med i det här fallet, kan kolvkompressorn helt uteslutas från vidare undersökningar.

Ett problem som fanns med de återstående två typerna visade sig vara att skruv- och lamellkompressorer använder olja för att smörja och täta vid de rörliga delar som kommer i kontakt med gasen vid kompression. Dessa kompressorer förses med oljeavskiljare, så kvarvarande olja efter kompressionen kommer inte vara ett stort problem. Dock visade det sig mycket oklart vad som sker från att gasen sugs in i kompressorn till att oljan avskiljs. Då de flesta kompressorer är designade för luft kan ämnen som NO_x och SO_x, som inte normalt ska finnas med i några större mängder, reagera med oljan. I vilken utsträckning detta skulle komma att ske är dock mycket oklart. Lösningen skulle kunna vara en typ av skruvkompressorer som arbetar utan olja.

En undersökning om kompressormodeller från olika tillverkare presenteras i Tabell 7. Resulatet speglar de egenskaper som tagits fram för kompressortyperna. Skruvkompressorer och lamellkompressorer klarar maximala tryck på 10-13,5 bar medan kolvkompressorerna kan ge maxtryck på upp till 35 bar. Alla de skruv- och lamellkompressorer som redovisas använder olja som smörjning och kylning. Undersökningen visade att de oljefria skruvkompressorer som finns oftast använder vatten för detta ändamål, vilket inte verkar lämpligt till den aktuella applikationen.

I Tabell 7 visas också motoreffekt och flödesintervall för kompressorerna. Det visade sig vara ett problem att de flesta kompressorer har en undre nivå för storleken på det flöde som kan hanteras. Det maximala flödet från Chalmers oxy-fuelpanna visade sig ligga något i underkant i jämförelse med de presenterade kompressorernas minsta flöden. Ett intressant undantag var HV07RS från Hydrovane, som är en lamellkompressor med varvtalsstyrning. Denna kompressor visade sig inte ha någon gräns för minsta flöde.

Tabell 7: Exempel på kompressormodeller

Modell	Tillverkare	Arbetstryck [bar]	Flöde [l/s]	Motoreffekt [kW]	Kompressionsteknik
GA 110-160 VSD	Atlas Copco	3,5 - 13,5	4,9 - 854	5,5 - 290	Oljeinsprutad skruv
GX 2-11	Atlas Copco	7,5 - 13	4,0 - 27,8	2,2 - 11	Oljeinsprutad skruv
LT 3-15	Atlas Copco	15	4,1 - 4,8	3,0	Oljesmord kolv
K 350-2-G/H35	Kaeser	max 35	5,83	4,0	Kolv
SX 6	Kaeser	13	6,1	4,0	Oljeinsprutad skruv
HV07RS	Hydrovane	6-10	0-78	7,5	Oljesmord lamell

Vid kontakter med tillverkare visade sig materialfrågan bli ett problem. Då de flesta standardkompressorer i lämplig storlek är utformade för att komprimera luft med låga halter av föroreningar kunde inga garantier för rökgas lämnas. Risken för syrabildning skulle göra livslängden mycket osäker då de material som används som standard inte nödvändigtvis klarar att stå emot korrosionsangrepp. Inte heller effektiviteten vid kompression av annan gassammansättning än luft kunde garanteras.

4.2.5 Kylning och fuktborttagning

En genomgång av metoder för kylning och avskiljning av fukt i ett trycksatt system resulterade i följande exempel:

- Kyltork - komponent som genom kylning kondenserar och avlägsnar fukt från den komprimerade gasen.
- Membrantork - komponent som fångar upp fukt i ett membran utan att kyla den komprimerade gasen.
- Kondensatdränering - komponent som, utan att kyla, tar hand om kondensat i systemet.

Undersökningen av kyltorkar visade att dessa var relativt lika hos olika tillverkare för de låga flödesnivåerna. Ett exempel på kyltork med egenskaper visas i Tabell 8. Vid kontakt med tillverkare framgick att kyltorkar oftast placeras på en position i systemet efter kompression, eftersom det högre trycket gör det lättare att kondensera ut fukt och sänka daggpunkten. Inga garantier kan därför ges för en eventuell applikation där en kyltork placeras före kompression. Då kyltorkar har som funktion att leda bort vätska är de i regel tillverkade av material som ger ett visst motstånd mot korrosion. Men i likhet med kompressorer är kyltorkar av lämplig storlek utformade för luft, och inga garantier kan ges att materialen klarar av de sura miljö som kan komma av föroreningar i rökgasen.

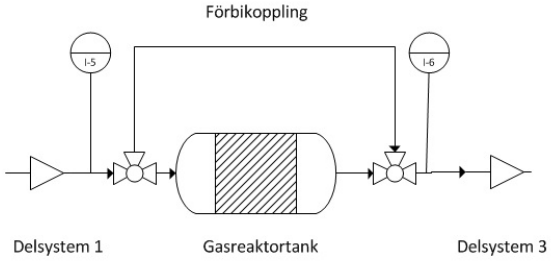
Tabell 8: Egenskaper hos kyltork Kaeser TAH 4 (enligt EN 60204-1 och DIN ISO 7183 version A)

Max flöde (vid 7 bar)	$0,35\,\mathrm{m}^3/\mathrm{min}$
Max arbetstryck	16 bar
Tryckfall	0,05 bar
Effekt	0,22 kW
Lägsta tryckdaggpunkt	$3\,^\circ\mathrm{C}$

De två övriga metoderna som undersökts innefattar ingen kylning av gasen. ECO DRAIN från Kaeser visade sig vara en lösning som kan leda bort kondensat och klarar att arbeta vid höga tryck. Dessutom skulle ECO DRAIN gå att specialbeställa för mycket aggresivt kondensat. Mycket likartade lösningar fanns även hos andra tillverkare av kompressorer som exempelvis Atlas Copco. Membrantorkmetoden visade sig kunna ge en torkning som innebär en sänkning av daggpunkt. De membran som absorberar fukten skulle dock kunna ta skada av eventuella pratiklar i den behandlade gasen, vilket forkortar livslängden kraftigt.

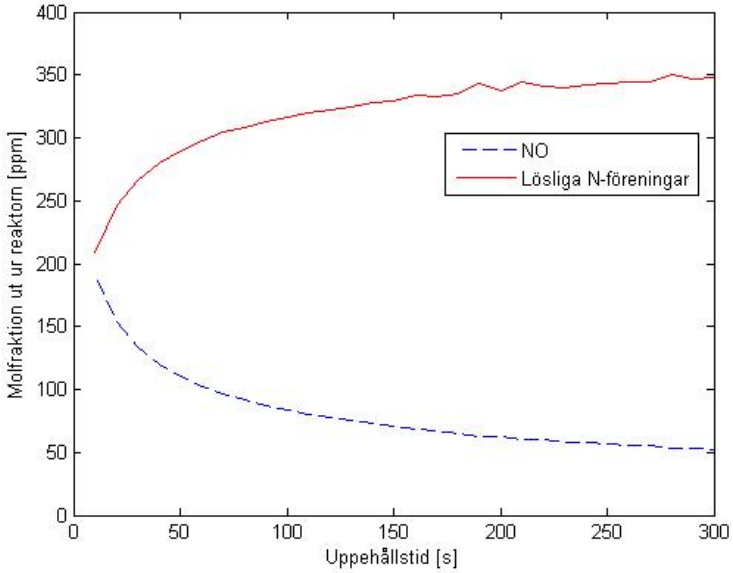
4.3 Delprocess 2 - Oxidation av NO

Oxidationen av NO till vattenlösliga kväveföreningar sker främst i en rökgasreaktor i form av en tankreaktor. Om dessa kväveföreningar kommer i kontakt med vatten kan syror fällas ut i reaktorkärlet vilket inte är önskvärt varför reaktorkärlet måste kunna tömmas på eventuellt kondensat samt konstrueras i ett syrabeständigt material. En bild över hur rökgasreaktorn ser ut illustreras i Figur 14.



Figur 14: Delprocess 2

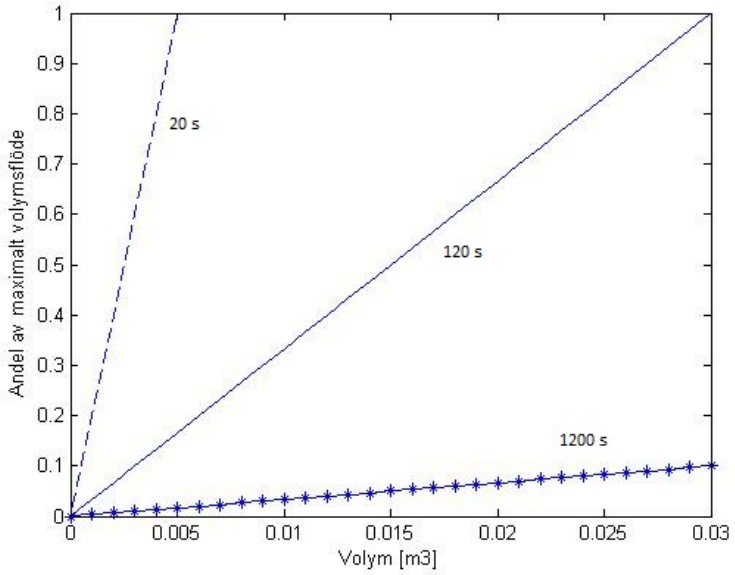
Modellering utfördes för att ta fram hur uppehållstiden påverkar oxidationen vid ett tryck på 16 bar och en temperatur på 40°C . I Figur 15 ses hur molfraktionen av NO och vattenlösliga kväveföreningar ut ur reaktorn varierar beroende på uppehållstiden i rökgasreaktorn.



Figur 15: Utgående molfraktioner ur reaktorn mot uppehållstid för rökgasreaktorn vid 16 bar, 40°C och 10 liter.

Ovan framgår att andelen NO ut ur reaktorn minskar med ökande uppehållstid i ungefär samma takt som andelen vattenlösliga kväveföreningar ökar. Beroendet av uppehållstiden är mycket lika hos reaktant (NO) och produkt (lösliga kväveföreningar) och en ökning av uppehållstiden leder till att andelen vattenlösliga kväveföreningar ökar vilket är önskvärt. Valet av uppehållstid i reaktorn blir en avvägning mellan hur mycket NO som är acceptabelt att ha i utflödet av gasreaktorn, hur stor reaktorn kan tillåtas vara samt under hur lång tid försöket ska göras.

Oxidationen av NO till NO_2 samt efterföljande reaktioner är beroende på uppehållstiden, volymen, trycket och temperaturen i reaktorkärlet. I Figur 16 ses hur stor del av det maximala flödet som används vid olika volymer och definierad uppehållstid. Den streckade linjen motsvarar en uppehållstid på 20 sekunder, den heldragna 120 sekunder och den heldragna linjen med stjärnor motsvarar en uppehållstid på 1200 sekunder.



Figur 16: Andel av maximala volymsflödet mot reaktorvolymen för olika upphållstider.

I Figur 16 ses att en uppehållstid på 20 sekunder ger möjlighet att använda hela flödet vid små reaktorvolymer. En lång uppehållstid innebär att det krävs en mycket stor reaktorvolym om hela flödet ska kunna utnyttjas.

Utifrån resonemangen ovan kan följande krav ställas på rökgasreaktorn

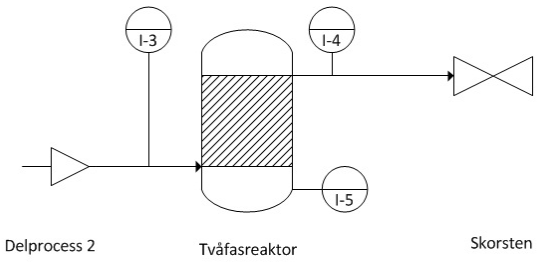
- Klara tryck på minst 20 bar.
- Klara de temperaturer som oxidationen av NO kräver.

- Ha en volym mellan 5 och 15 liter.
- Ha en uppehållstid mellan 20 och 1200 sekunder.
- Vara konsturerad av ett syratåligt material.
- Kunna tappa av de eventuella vätskor som fälls ut.

Undersökningar av möjliga tillverkare gav två företag som kan tillhandahålla sådana tryckkärl är Amar Equipments Pvt. Ltd. med huvudkontor i Mumbai Indien och Konstruktionssvets AB med huvudkontor i Stenungsund Sverige.

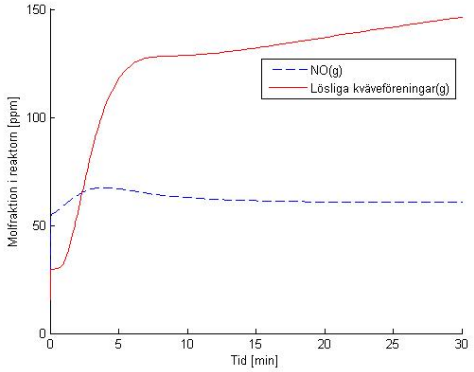
4.4 Delprocess 3 - Urskiljning av NO_x och SO_x

I delprocess 3 sker urskiljningen av NO_x och SO_x genom absorption i en vätska. Reaktionerna sker i en tvåfasreaktor som syns i Figur 17. I följande kapitel presenteras resultaten av reaktionsmodelleringen i en tvåfasreaktor och förslag på utformningen av reaktorn.

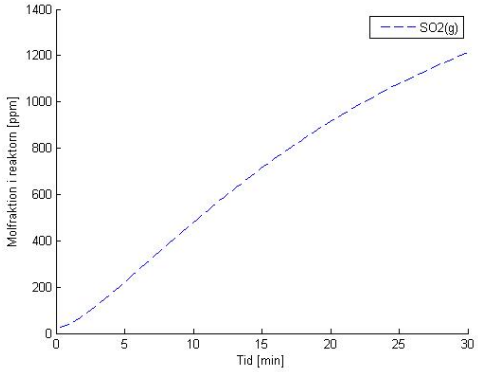


Figur 17: Delprocess 3. Rökgasflödet från delprocess 2 passerar en tvåfasreaktor på vägen till skorstenen.

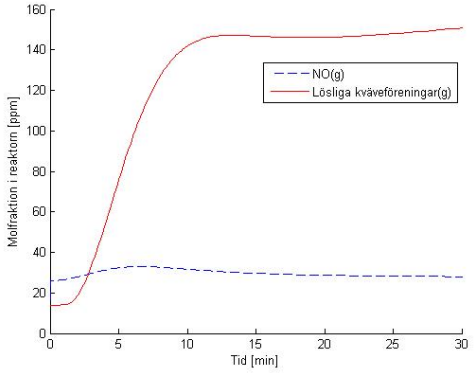
I Figur 18 visas hur molfraktionerna i tvåfasreaktorn varierar med tiden för olika uppehållstider. Molfraktionerna in i reaktorn är 78ppm för NO, 317ppm för lösliga kväveföreningar och 1870ppm för SO_2 , ur figuren nedan kan därför utläsas hur mycket av de lösliga kväveföreningarna och SO_2 som absorberas i tvåfasreaktorn. En volym på 10 liter valdes med grund i Figur 16.



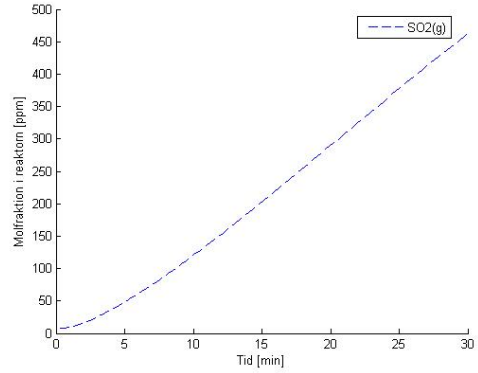
(a) NO och lösliga kväveföreningar, uppehållstid 40 sekunder.



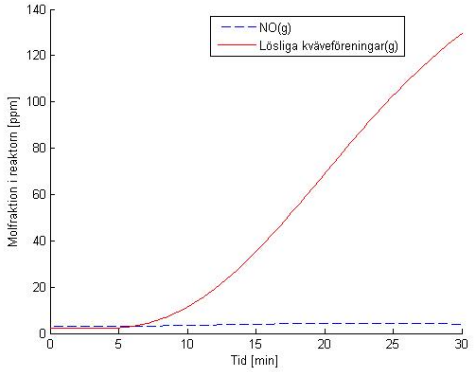
(b) SO_2, uppehållstid 40 sekunder.



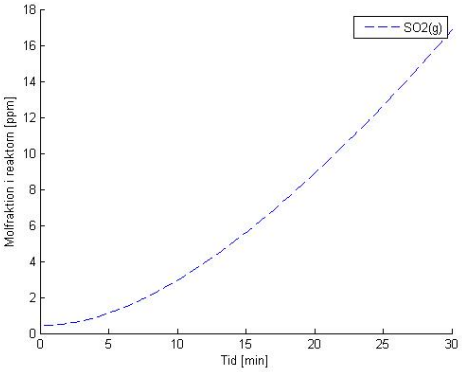
(c) NO och lösliga kväveföreningar, uppehållstid 120 sekunder.



(d) SO_2, uppehållstid 120 sekunder.



(e) NO och lösliga kväveföreningar, uppehållstid 1200 sekunder.

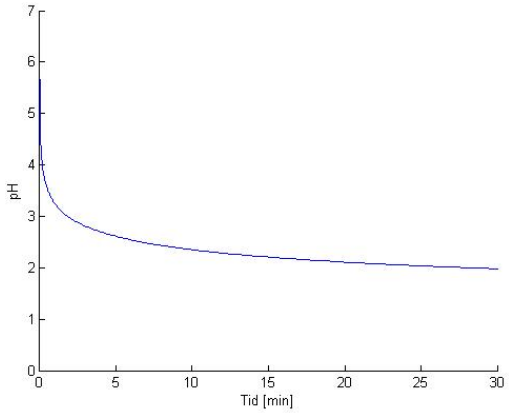


(f) SO_2, uppehållstid 1200 sekunder.

Figur 18: Molfraktionsförändringar i en bubbelkolonn på 10 liter, 16 bar, 40°C och uppehållstider mellan 40 och 1200 sekunder.

Jämförelse mellan Figur 18a 18c och 18e visar tydligt att uppehållstiden har stor inverkan på absorptionen av kväveföreningar. Vid en uppehållstid på 40 sekunder är absorptionen mycket liten och systemet stabiliseras relativt snabbt medan absorptionen sker snabbt och stabilisering infaller sent vid en uppehållstid på 1200 sekunder. I fallet med en uppehållstid på 120 sekunder sker absorption tillräckligt snabbt samtidigt som att systemet är aktivt i cirka 15 minuter vilket ger större tidsintervall för mätning än för en uppehållstid på 40 sekunder. Vid alla tre uppehållstiderna ses tydligt att molfraktionen för NO inte ändras vilket styrker tidigare antaganden om att NO inte absorberas särskilt bra. Vad gäller SO_2 visar samtliga figurer att molfraktionen inte stabiliseras under testtiden 30 minuter.

Eftersom reaktionerna bildar syror i tvåfasreaktorn är det även interessant att kontrollera pH i lösningen. I Figur 19 syns hur pH minskar med tiden vilket antyder att lösningen blir sur väldigt snabbt och sedan stabiliseras kring pH 2.

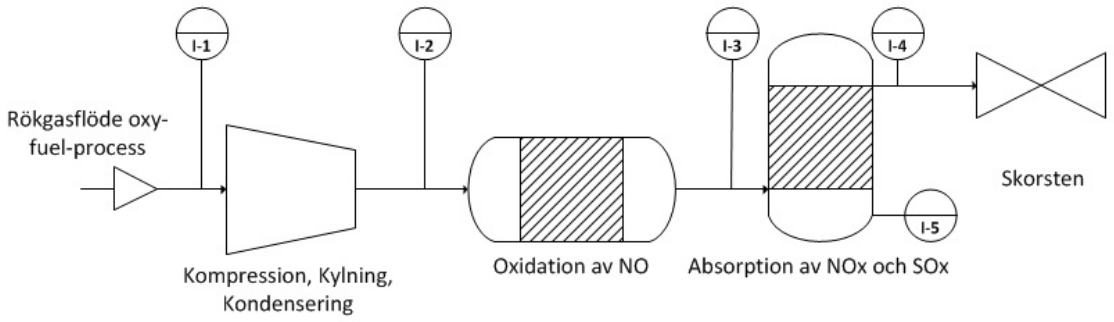


Figur 19: pH förändring i en bubbelkolonn

4.5 Mätpunkter och mätverktyg

4.5.1 Uppskattade mätvärden i processen

I Figur 20 visas de mätpunkter som anses intressanta. Tidigare diskuteras de olika reaktionerna som sker och hur gasen förändras med hjälp av systemets komponenter. För att få en överblick över gasens resa genom anläggningen presenteras i Tabell 9 vad som mäts och uppskattningar av värden vid respektive position.



Figur 20: Övergripande bild av processen.

Tabell 9: Mätpunkter och de värden som uppskattats vid dessa. Tomma rutor representerar värden som inte anses intressanta vid punkten.

Punkt	Tryck[bar]	Temp[^{o}C]	NO[ppm]	NO_2[ppm]	SO_x[ppm]
i-1	1	20	360	40	1870
i-2	16	20-40	360-	40+	1870
i-3	16	20-40	78	230	1870
i-4	16	20-40	36	14	900
i-5		40			

4.5.2 Val av mätinstrument

Utifrån de behov som finns i processen undersöktes vilka typer av mätverktyg som skulle kunna användas för att analysera rökgasens sammansättning. Ett urval av befintliga instrument i Chalmers panncentral som kan vara intressanta för mätningar i anläggningen visas i Tabell 10, för en fullständig lista på instrument som finns se bilaga D.

Tabell 10: Urval av befintliga mätinstrumment.

Instrument	System	Component	Measurement principle	Measurement range
Rosemount, NGA2000	B	O_2	Paramagnetic	0-21%
	B	SO_2	NDUV	0-300 0-3000ppm
ECO PHYSICS, CLD 700 EL	B	NO	CLD	0-1000ppm
Sick Maihak, S710	B	CO	NDIR	0-1 %
	B	CO	NDIR	0-20%
Rosemount, Binos 100 2M	B	O_2	NDIR	0-50%
	B	CO_2	NDIR	0-100%
Rosemount, 400A	B	CH_{tot}	FID	0-5% 0-150ppm

System B i Tabell 10 visar de mätinstrument som är kopplade mot oxy-fuelpannan och dessa är mest aktuella för mätningar i anläggningen. Resultatet visade att de befintliga mätinstrumenten är otillräckliga i och med att de inte klarar mätning av NO_2. Dessutom fanns problem med höga halter av CO_2 för vissa instrument. Det instrument för FTIR som finns (se bilaga D) och som har använts till mätningar på oxy-fuelpanna klarar NO_2 och alla andra intressanta ämnen och halter, men får även det problem med höga halter av CO_2[6].

En undersökning av mätinstrument som finns på marknaden visas i Tabell 11 . Det presenterade urvalet klarar att mäta de ämnen och halter som är av intresse i anläggningen. Kontaktinformation till de företag som marknadsför instrumenten finns i bilaga B.

Tabell 11: Urval av mätinstrument som finns på marknaden och kan vara aktuella för anläggningen.

Modell	Tillverkare	Typ	Mäter	
GM32	SICK	Laser/UV	NO NO_2 SO_x	0-1868 ppm 0-97 ppm 0-7005 ppm
XE analyzer	Horiba	FTIR	NO_x SO_x CO	0-5000 ppm 0-5000 ppm 0-5000 ppm
PEM 9004	Teledyne	-	NO SO_x CO O_2 °C	0-2000 ppm 0-2000 ppm 0-4000 ppm 0-25 % 0-1000
SEMTECH-NOx	SEMTECH	NDUV	NO NO_2	0-3000 ppm 0-500 ppm

5 Diskussion

Beslutet om placeringen av anläggningen i Chalmers oxy-fuelpanna har tagits utifrån krav på rökgasernas förhållanden på olika platser i processen. Eftersom trycket är samma i hela den befintliga processen behöver inte särskild hänsyn tas till detta. Temperatur, fukthalt och partikelmängd varierar däremot vid olika positioner. Efter kondensorn har rökgaserna den lägst förekommande temperaturen och fukthalten i processen. Vid denna placering är de även renade från partiklar vilket minskar skador på känsliga komponenter och underlättar för mätning. Alla delar i den befintliga processen bör föregå eller ingå i anläggningen.

Simuleringen av energiförbrukning och kondensatflöden i kompressions- och kylsteget (delprocess 1) i Aspen Plus, jämförde två olika konfigurationer (A och B i Figur 13). Det framgår tydligt i simuleringen att en konfiguration med två kompressorer skulle ge en energibesparing jämfört med alternativet med en kompressor. Att användandet av två kompressorer skulle ge en energibesparing stämmer överens med vedertagen kunskap om hur kompression fungerar, och bör därför vara tillförlitligt. Att besparingen blir just 11 % är antagligen mer osäker och hur stor denna skulle bli i verkligheten beror sannolikt på kompressormodell.

Simuleringen visade också att det antagligen är möjligt att avlägsna tillräckligt med fukt innan kompression för att näst intill undvika kondens och syrabildning i känsliga komponenter. En sådan lösning skulle innebära kylning och avfuktning av gasen vid normaltryck, innan det första kompressionssteget. Vid en tvåstegs kompression skulle placeringen av en kyltork efter det första kompressionssteget också vara möjlig, men detta innebär samtidigt en större risk för syrabildning i kompressorn.

Modelleringen av kompressions- och kylsteget (delprocess 1), som utfördes i Matlab, undersökte risken för syrabildning under kompression. Det viktigaste resultatet visade att omvandling från NO till lösliga kväveföreningar blir mycket liten under kompression från 1 bar till 4 bar. Resultatet är ett argument för att kylning och avfuktning, utan risk för syrabildning, är möjligt efter ett första kompressionssteg. Resultatets tillförlitlighet kan ifrågasättas eftersom det är mycket osäkert att modellera kompressionen som en CSTR.

Resultaten från modelleringen kan ytterligare ifrågasättas efter att ha tagit hänsyn till förändringen av svavelsyrans daggpunkt. Avgörande för syrabildning är den temperatur gasen håller under själva kompressionen. Undersökningen visar att det är sannolikt att temperaturen faller under svavelsyrans daggpunkt, vilket innebär att risken för syrabildning kan vara överhängande, även för tryck på 4 bar. För att reducera risken för syrabildning i processen bör gasen alltså torkas innan kompressionssteget. För att skydda komponenter mot skador bör man också välja rostbeständiga komponenter.

Undersökningen av olika kompressorer har gav inte ett resultat helt motsvarat de krav som ställts på anläggningen. Kolvkompressorerna valdes bort på grund av sin oförmåga att arbeta kontinuerligt vilket däremot skruv- och lamellkompressorer klarar. Nackdelarna med de sistnämnda är framför allt att de inte arbetar upp till de tryck som krävs men även att de är internt kylda och tätade av olja eller vatten som kan reagera med rökgaserna. Skruvkompressorerna klarar högst tryck vilket gör dem intressanta.

Olika förslag på komponenter för kylning och avfuktning har också presenterats. För kylning kan en värmeväxlare användas, de kyler med temperaturen hos ett genomströmmande medium. Med tanke på kraven på torrhet hos rökgaserna är kyltorken intressant. Kyltorken kyler rökgaserna till mycket låga temperaturer för att skilja ut så mycket fukt som möjligt. Uppstår det kondens i systemet bör det finnas kondensdränering som leder bort kondens och minskar risken för syrabildning.

Reaktormodelleringen (delprocess 2 och 3) har utgått från liknande modelleringar ur tidigare arbeten på området. I dessa arbeten har det påpekats att det finns stora osäkerheter rörande kinetiken i processen. Med detta som grund kan det diskuteras huruvida de modellerade resultaten i detta arbete är fullständigt tillförlitliga.

Uppehållstiden i både reaktorerna påverkas genom att styra flödet i systemet eller genom att förändra reaktorvolymen. En lång uppehållstid ger större omvandling, men det kan också resultera i ett stationärt system. Ur forskningssynpunkt är det önskvärt att anpassa uppehållstiden så att den blir tillräckligt lång för att alla viktiga reaktioner ska hinna inträffa.

Tidsbehovet för omvandlingen av NO till lösliga kväveföreningar, framför allt NO_2, i en enskild del av processen är svårt att uppskatta eftersom delar av övergången kan väntas ske i kompressionssteget och i rörsystemet efter trycksättning. Delprocess 2 skulle kunna utformas genom att placera en torr gasfasreaktor parallellt med en förbikoppling av rökgasflödet så att behovet av en gasfasreaktor kan undersökas experimentellt. För att minska volymen hos reaktorerna i systemet kan en förbikoppling minska flödet från delprocess 1 in i delprocess 2 och 3 genoma att leda en del av flödet direkt ut i skorstenen.

I modelleringen för tvåfasreaktorn används en bubbelkolonn vilket betyder att de redovisade resultaten svarar mot denna typ av reaktor. Ett alternativ till bubbelkolonnen är att istället använda en spraykolonn. Den stora skillnaden mellan bubbelkolonnen och spraykolonnen är volymsförhållandet mellan gas- och vätskefasen. Eftersom spraykolonnen har mer gas i förhållande till vätska än bubbelkolonnen finns det en möjlighet att en del av de reaktioner som sker i gasfasreaktorn kan inträffa i spraykolonnen istället. Då ingen modellering gjorts på spraykolonnen är det svårt att jämföra de olika reaktortyperna och därmed uppskatta vilken som genererar bäst resultat med avseende på absorption.

Resultatet av undersökningen om mätverktyg visade att de befintliga instrument som i nuläget är kopplade till oxy-fuelpannan inte skulle klara att göra de mätningar som kommer krävas i anläggningen. Det enda befintliga instrument som kan mäta alla önskade komponenter är den FTIR-utrustning som finns. Denna visade sig ha vissa problem i mätningar med höga halter av koldioxid. Med tanke på detta och den flexibilitet som ett system av nya verktyg skulle innebära är detta alternativ till det befintliga systemet antagligen att föredra.

5.1 Slutsatser

Utifrån de resultat som erhållits och den diskussion som förts har följande slutsatser dragits.

- Avfuktning och kylning till 5 °C innan kompressionssteget som säkerhet för att ingen syra bildas i kompressionssteget.
- Kompression i två steg med avfuktning och kylning mellan. Skruv- och lamellkompressorer har visat sig vara mest lämpliga och dessa har maximal kapacitet på ungefär 13 bar.
- Kylning till 40 °C samt uppdelning av flöde innan gasreaktorn.
- Gasfasreaktor med volym på 10 liter, uppehållstid på cirka 2 minuter, av syrabeständigt material och möjlig att tömma på kondensat.
- Tvåfasreaktor av typ bubbelkolonn med volym på 10 liter, uppehållstid på cirka 2 minuter och av syrabeständigt material.
- Inköp av ett nytt mätsystem som klarar rätt kombination av mätningar, speciellt möjlighet att skilja på NO och NO_2.

En schematisk bild över det tänkta systemet syns i Figur 21. För att reparationer av anläggningen och drift av oxy-fuelpannan ska kunna genomföras samtidigt kan anläggningen förbikopplas så att rökgaserna passerar direkt till skorstenen.

Vid inköp/implementering av ovanstående komponenter kan det vara önskvärt att anlita ett företag som tillhandhåller en helhetslösning av liknande format. Detta undviker eventuella problem vid sammankoppling av komponenter och underlättar underhåll av enheten. Konstruktionssvets AB är det företag som känns mest lovande för ett sådant projekt, för mer information se Bilaga B.

5.2 Fortsatt arbete

För att utveckla modellen och göra den mer exakt bör fler studier av kinetiken göras. Framför råder stora osäkerheter kring absorptionen av SO_X. Genom att utföra experiment på de kemiska reaktionerna och jämföra med modellens resultat kan modellen förändras för att passa experimentella data bättre. Vidare kan en modell av en spraykolonn konstrueras för jämförelse med den nuvarande modellen som är baserad på en bubbelkolonn. Detta kan sedan ligga till grund för vilken typ av tvåfasreaktor som är optimal för systemet.

Undersökningen om hur reaktioner sker under kompressionen skulle kunna utvecklas. Genom att använda en modell som kan simulera så många parametrar som möjligt istället för att behöva jämföra och dra slutsatser från olika undersökningar bör en del osäkerheter kunna elimineras.

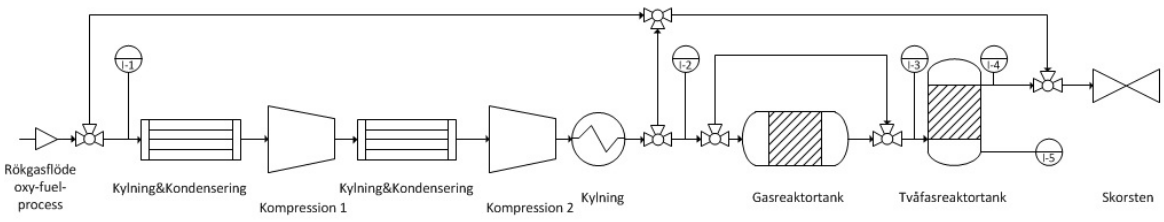
För att öka forskningsmöjligheterna kan det vara intressant att använda fler förbikopplingar i systemet. På så sätt kan man koppla bort enheter och se vilken effekt frånvaron får.

Kompressorerna uppfyllde inte anläggningskraven i de undersökningar som har gjorts. Ett fortsatt letande efter kompressorer som kan arbeta kontinuerligt och upp till höga tryck med små flöden är därför viktigt.

Den fysiska placeringen av anläggningen i anslutning till Chalmers oxy-fuelpanna bör undersökas i nästa steg. Då skulle även utformningen av sammankopplande ledningar kunna göras, och därigenom uppskattningar av tryckfall och bättre undersökningar av uppehållstider i systemet.

Vad gäller mätverktyg kan undersökningar göras rörande hur nya mätverktyg kan implementeras i processen.

Vid eventuell kontakt med företag som Konstruktionssvets AB behöver framför allt tvåfasreaktorn utformas mer detaljerat. Utformningen kommer sannolikt behöva göras med hjälp av expertis på konstruktion av trycksatta komponenter, eftersom designen blir betydligt mer komplex än en vanlig trycktank.



Figur 21: Rökasenhetens föreslagna utformning

Referenser

[1] IVA, "Fossil energi utan koldioxid - utopi eller hållbar utveckling," *Hållbar utveckling*, p. 25, 2002.

[2] M. Lindroth and M.Munktell, "Preliminary scoping and termodynamic modelling of co2 compressors for carbon capture and storage," Master's thesis, Lund University, 2009.

[3] E. Jansson, "Reaction kinetics of sulfur and nitrogen chemistry in pressurized flue gases," Master's thesis, Chalmers University of Technology, 2011.

[4] M. Israelsson and T. Pettersson, "Modelling of reactions and transport processes of sox and nox in a pressurized flue gas stream," Master's thesis, Chalmers University of Technology, 2010.

[5] D. Fleig, K. Andersson, F. Johnsson, and B. Leckner, "Conversion of sulfur during pulverized oxy-coal combustion," *Energy Fuels*, 2011.

[6] D. Bäckström, Chalmers, Energiteknik, 2012, personlig kommunikation.

[7] T. Mattisson, E. Ahlgren, and E.-L. Ivarsson, *Energiteknik - Kompendium för kursen Miljö och Energiteknik (ENM110).* Institutionen för Energi och Miljö, Chalmers Tekniska Högskola, 2006, kap. 3.

[8] N. V. Khartchenko, *Advanced Energy Systems.* Taylor I& Francis, 1997, kap. 5.

[9] (2012, April) About-air-compressors.com. [Online]. Available: http://www.about-air-compressors.com/reciprocating.html

[10] (2012, April) ecompressedair. [Online]. Available: http://www.ecompressedair.com/library-pages/air-compressors.aspx

[11] (2012, April) About-air-compressors.com. [Online]. Available: http://www.about-air-compressors.com/rotaryscrew.html

[12] (2012, April) About-air-compressors.com. [Online]. Available: http://www.about-air-compressors.com/Vane-compressors.html

[13] U. Stenman, Chalmers, Energiteknik, 2012, personlig kommunikation.

[14] Y. A. Cengel and M. A. Boles, *Thermodynamics An Engineering Approach.* McGraw-Hill, 2007, kap. 7.

6 Bilaga A

Här redovisas de reaktioner som används i modelleringen.

Reaktion	Motsvarande hastighetsuttryck
$2\,NO + O_2 \rightleftharpoons 2NO_2$	$r_1 = 1,197 \cdot 10^{-3} \cdot e^{\frac{530,4}{T}} \cdot C_{NO}^2 \cdot C_{O_2}$
$NO + NO_2 = N_2O_3$	$r_2 = \frac{5,625}{R \cdot T} \cdot (p_{NO} \cdot p_{NO_2} - \frac{p_{N_2O_3}}{K(2)})$
$NO_2 + NO_2 = N_2O_4$	$r_3 = \frac{5,625}{R \cdot T} \cdot (p_{NO_2}^2 - \frac{p_{N_2O_4}}{K(3)})$
$NO + NO_2 + H_2O = 2\,HNO_2$	$r_4 = k_{eq} \cdot (p_{NO} \cdot p_{NO_2} \cdot p_{H_2O} - \frac{{p_{HNO_2}}^2}{K(4)}$
$3\,NO_2 + H_2O = 2\,HNO_3 + NO$	$r_5 = k_{eq} \cdot (p_{NO_2}^3 \cdot p_{H_2O} - \frac{p_{HNO_3}^2 \cdot p_{NO}}{K(5)}$
$SO_2(aq) + H_2O = HSO_3^-(aq) + H^+$	$r_6 = k_{dp} \cdot (C_{SO_2} - \frac{C_{HSO_3^-} \cdot C_{H+}}{K(6)})$
$HSO_3- = SO_3^{2-} + H^+$	$r_7 = k_{dp} \cdot (C_{HSO_3^-} - \frac{C_{SO_3 2-} \cdot C_{H+}}{K(7)}$
$2\,NO_2 + H_2O \rightarrow HNO_3 + HNO_2$	$r_8 = 10^{4,67209} \cdot C_{NO_2}^2$
$3\,HNO_2 \rightarrow HNO_3 + 2\,NO + H_2O$	$r_9 = \frac{1}{3} \cdot 10,267 \cdot 10^{(\frac{-6200}{T} + 20,1979)} \cdot \frac{C_{HNO_2}^2 \cdot H_{NO}^2}{C_{NO}^2}$
$HNO_3 = NO_3^- + H^+$	$r_{10} = k_{dp} \cdot (C_{HNO_3} - \frac{C_{NO_3^-} \cdot C_{H+}}{K(10)})$
$N_2O_4 + H_2O \rightarrow HNO_3 + HNO_2$	$r_{11} = 10^{(\frac{-4139}{T} + 16,3415)} \cdot C_{N_2O_4}$
$N_2O_3 + H_2O \rightarrow 2HNO_2$	$r_{12} = 10^{4,23044} \cdot C_{N_2O_3}$
$NO + NO_2 + H_2O \rightarrow 2HNO_2$	$r_{13} = 541,1 \cdot C_{NO_2} \cdot C_{NO}$
$2\,NO_2 + HSO_3 + H_2O \rightarrow 2HNO_2 + HSO_4^-$	$r_{14} = 8534 \cdot C_{NO_2}^2 \cdot C_{HSO_3^-}$
$HNO_2 + HSO_3^- \rightarrow NOSO_3^- + H_2O$	$r_{15} = 2,4 \cdot C_{HNO_2} \cdot C_{HSO_3^-}$
$NOSO_3^- + H^+(+H_2O) \rightarrow HNO + H_2SO_4$	$r_{16} = 50 \cdot C_{NSS} \cdot C_{H^+}$
$NOSO_3^- + HSO_3^- \rightarrow HNO(SO_3)_2^{2-}$	$r_{17} = 85 \cdot C_{NSS} \cdot C_{HSO_3^-}$
$HNO + HNO \rightarrow (NO_3^-) \rightarrow N_2O + H_2O$	$r_{18} = 3 \cdot 10^4 \cdot C_{HNO}^2$
$HNO(SO_3)_2^{2-} + H^+ \rightarrow HNOHSO_3^- + H^+ + HSO_4^-$	$r_{19} = 1,9 \cdot 10^{-2} \cdot C_{HSO_3}^{3/2}$

k_{dp} och k_{eq} har satts till 100 000 då specifik hastighetskonstant inte finns tillgänglig.[3]

Jämviktskonstanter	Enhet
$K(2) = \frac{p_{\mathrm{N_2O_3}}}{p_{\mathrm{NO}} \cdot p_{\mathrm{NO_2}}} = 6,445 \cdot 10^{-13} \cdot e^{(\frac{4740}{T})}$	$[\frac{1}{Pa}]$
$K(3) = \frac{p_{\mathrm{N_2O_4}}}{p^2_{\mathrm{NO_2}}} = 6,889 \cdot 10^{-15} \cdot e^{(\frac{6866}{T})}$	$[\frac{1}{Pa}]$
$K(4) = \frac{p^2_{\mathrm{HNO_2}}}{p_{NO} \cdot p_{\mathrm{NO_2}} \cdot p_{\mathrm{H_2O}}} = 1,85 \cdot 10^{-12} \cdot e^{(\frac{4723}{T})}$	$[\frac{1}{Pa}]$
$K(5) = \frac{p^2_{\mathrm{HNO_3}} \cdot p_{NO}}{p^3_{\mathrm{NO_2}} \cdot p_{\mathrm{H_2O}}} = 1,29 \cdot 10^{-14} \cdot e^{(\frac{4376}{T})}$	$[\frac{1}{Pa}]$
$K(6) = \frac{C_{\mathrm{HSO_3^-}} \cdot C_{\mathrm{H^+}}}{C_{\mathrm{SO_2}}} = e^{(\frac{26404,29}{T} + 160,3981 \cdot ln(T) - 0,275224 \cdot T - 924,6255)} \cdot 10^3$	$[\frac{mol}{m^3}]$
$K(7) = \frac{C_{\mathrm{SO_3^-}} \cdot C_{H+}}{C_{\mathrm{HSO_3}}} = 10^3 \cdot e^{(\frac{-5421,93}{T} - 4,6899 \cdot ln(T) - 0,0498769 \cdot T + 43,3136}$	$[\frac{mol}{m^3}]$
$K(8) = \frac{C_{\mathrm{NO_3^-}} \cdot C_{\mathrm{H^+}}}{C_{\mathrm{HNO_3}}} = 10^{4,3}$	$[\frac{mol}{m^3}]$

Nedan visas i vilken fas reaktionerna sker.

Gasfas

$$2\,\mathrm{NO} + \mathrm{O_2} \rightarrow 2\,\mathrm{NO_2}$$

$$\mathrm{NO} + \mathrm{NO_2} \rightleftharpoons \mathrm{N_2O_3}$$

$$\mathrm{NO_2} + \mathrm{NO_2} \rightleftharpoons \mathrm{N_2O_4}$$

$$\mathrm{NO} + \mathrm{NO_2} + \mathrm{H_2O} \rightleftharpoons 2\,\mathrm{HNO_2}$$

$$3\,\mathrm{NO_2} + \mathrm{H_2O} \rightleftharpoons 2\,\mathrm{HNO_3} + \mathrm{NO}$$

Vätskefas

$$\mathrm{SO_2} + \mathrm{H_2O} \rightleftharpoons \mathrm{HSO_3^-} + \mathrm{H^+}$$

$$\mathrm{HSO_3^-} \rightleftharpoons SO_3^{2-} + \mathrm{H^+}$$

$$2\,\mathrm{NO_2} + \mathrm{H_2O} \rightarrow \mathrm{HNO_3} + \mathrm{HNO_2}$$

$$\mathrm{N_2O_4} + \mathrm{H_2O} \rightarrow \mathrm{HNO_3} + \mathrm{HNO_2}$$

$$\mathrm{N_2O_3} + \mathrm{H_2O} \rightarrow 2\mathrm{HNO_2}$$

$$\mathrm{NO} + \mathrm{NO_2} + \mathrm{H_2O} \rightarrow 2\mathrm{HNO_2}$$

$$\mathrm{HNO_2} + \mathrm{HSO_3^-} \rightarrow NOSO_3^- + \mathrm{H_2O}$$

$$\mathrm{NOSO_3^-} + \mathrm{H^+} \rightarrow \mathrm{HNO} + \mathrm{H_2SO_4}$$

$$\mathrm{NOSO_3^-} + \mathrm{HSO_3^-} \rightarrow HNO(\mathrm{SO_3})_2{}^{2\text{-}}$$

$$\mathrm{HNO} + \mathrm{HNO} + \mathrm{NO_3^-} \rightarrow N_2O + \mathrm{H_2O}$$

$$\mathrm{HNO(SO_3)_2^{2-}} + \mathrm{H^+} \rightarrow HNOHSO_3 + \mathrm{H^+} + \mathrm{HSO_4^-}$$

$$2\,\mathrm{NO_2} + \mathrm{H_2O} \rightarrow HNO3 + \mathrm{HNO_2}$$

$$3\,\mathrm{HNO_2} \rightarrow HNO_3 + 2\,\mathrm{NO} + \mathrm{H_2O}$$

$$\mathrm{HNO_3} \rightleftharpoons \mathrm{NO_3^-} + \mathrm{H^+}$$

7 Bilaga B

I denna bilaga finns en genomgång av några företag som kan vara intressanta att ta kontakt med vid en fortsatt undersökning av processens utformning.

Kaeser Kompressorer är en av världens största tillverkare av kompressorer, och en av de största tryckluftsleverantörerna på den svenska marknaden.

Kontaktuppgifter Kaeser Väst:
Sisjö Kullegata 11
Tel: 031 - 25 29 25
info.sweden@kaeser.com
www.kaeser.se

Uno Sandström, teknisk säljsupport:
uno.sandstrom@kaeser.com
Tel: 070 - 545 95 00

Granzov har varit verksamma inom tryckluftsbranschen i Sverige sedan 1968. De är bland annat återförsäljare för Hydrovane lamellkompressorer.

Kontaktuppgifter:
Malmagatan 3
745 37 Enköping
Tel: 0171 - 478 000
Fax: 0171 - 392 70
mail@granzov.se
www.granzov.se

Atlas Copco har i sitt stora sortiment bland annat ett stort urval av tryckluftslösningar.

Kontakt Atlas Copco Compressor AB:
Sickla Industriväg 19, Nacka
105 23 Stockholm
Tel: 08 - 743 90 00
Fax: 08 - 644 25 45
cpr.info@se.atlascopco.com
www.atlascopco.se

Hoerbiger är ett företag som verkar kunna tillverka kompressorer som är mycket specialiserade för kundens önskemål, till exempel vad gäller material.

Kontakt Hoerbiger Service Nordic AB:
Garvarns väg 9
Box 243
771 25 Ludvika
Tel: 0240 - 157 40
Fax: 0240 - 100 40
info-try@hoerbiger.com
www.hoerbiger-compression.com

Konstruktionssvets AB i Stenungsund konstruerar lösningar till avancerade industriprocesser. Företaget bygger hela system och har konstruerat flera stora anläggningar inom kemi och petrolindustrin, och kan även erbjuda service och underhåll av systemen. Man säger sig även ha kontakter som kan leverera specialiserade lösningar för trycksättning.

Kontaktuppgifter:
Box 161
444 22 Stenungsund
Tel: 0303 - 840 90
Fax: 0303 - 825 72
info@k-svets.se
www.k-svets.se

Plain Layt Amar Equipments Pvt. Ltd. med huvudkontor i Indien är specialiserade på tryckkärl och skräddarsyr lösningar för de förhållanden som kunden har. De säger sig kunna konstruera tryckkärl som klarar av en korrosiv miljö och ett maxtryck på 50 bar.

SICK är en av de världsledande tillverkarna av sensorer och sensorsystem för industriell applikation.

www.sick.com

Horiba Europe GmbH tillverkar bland annat mätverktyg för miljöteknik och forskning.

www.horiba.com

AMETEK Inc är en global tillverkare av elektriska motorer och elektroniska instrument. Huvudkontor i USA.

www.ametek.com

Teledyne Technologies konstruerar elektroniska system och instrument för bland annat digitala produkter, flygsystem, övervakning samt miljötekniska tillämpningar. Huvudkontor i USA.

www.teledyne.com

Svenska manometerfabriken tillverkar tryckmätare och kringutrustning, samarbetar med tillverkar över hela världen.

www.manometer.com

KIMO instruments levererar professionell mätteknik för processindustri, VVS, ventilation och bygg, till exempel temperatur- och ph-mätare.

www.kimo.se

Sensors Inc. marknadsför mätutrustningen SEMTECH-NOx.

www.sensors-inc.com/nox.html

8 Bilaga C

Tabell 12: Jämförelse av strömmar för olika simuleringar

(a) Processförslag A för olika kylning innan kompression

	Strömmar								
	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9
Kyl till 20 °C									
Temp [°C]	200	20	135,99	30	149,93	40	20	30	40
Tryck [bar]	1	1	4	4	16	16	1	4	16
Flöde [kg/h]	36,00	29,84	29,84	29,71	29,71	29,65	6,16	0,13	0,058
Kyl till 11 °C									
Temp [°C]	200	11	124,71	30	149,93	40	11	30	40
Tryck [bar]	1	1	4	4	16	16	1	4	16
Flöde [kg/h]	36,00	29,73	29,73	29,71	29,71	29,65	6,28	0,016	0,058
Kyl till 5 °C									
Temp [°C]	200	5	117,22	30	149,89	40	5	30	40
Tryck [bar]	1	1	4	4	16	16	1	4	16
Flöde [kg/h]	36,00	29,68	29,68	29,68	29,68	20-40	6,32	0	0,028
Kyl till 3 °C									
Temp [°C]	200	3	Plain	30	149,88	40	3	30	40
Standardar]	1	1	4	4	16	16	1	4	16
Flöde [kg/h]	36,00	29,67	29,67	29,67	29,67	29,65	6,33	0	0,016

(b) Processförslag B för kylning till 3 °C

	Strömmar					
	B1	B2	B3	B4	B5	B6
Kyl till 3 °C						
Temp [°C]	200	3	250,46	40	3	40
Tryck [bar]	1	1	16	16	1	16
Flöde [kg/h]	36,00	29,67	29,67	29,65	6,33	0,016

9 Bilaga D

Tabell 13: Fullständig lista över mätinstrument vid Chalmers panncentral

Instrument	System	Component	Measurement principle	Measurement range	Span gas concentration
Sick Maihak, SIDOR	A	O_2	Paramagnetic	0-10%	9,00%
	A	CO	NDIR	0-1000ppm	914ppm
ECO PHYSICS, CLD 700 EL	A	NO	CLD	0-500ppm	408ppm
Sick Maihak, SIDOR	A	CO_2	NDIR	0-20%	17,9%
	A	SO_2	NDIR	0-300ppm	278ppm
Rosemount, NGA2000	B	O_2	Paramagnetic	0-21%	9,00%
	B	SO_2	NDUV	0-300 0-3000ppm	278ppm 1540; 2730ppm
ECO PHYSICS, CLD 700 EL	B	NO	CLD	0-1000ppm	408 ppm
Sick Maihak, S710	B	CO	NDIR	0-1 %	0,9003%
	B	CO	NDIR	0-20%	9,00%
Rosemount, Binos 100 2M	B	O_2	NDIR	0-50%	9,00%
	B	CO_2	NDIR	0-100%	89.7; 17.9%
Rosemount, 400A	B	CH_{tot}	FID	0-5% 0-150ppm	4.5% 89.3ppm
Rosemount, NGA2000	C	CO	NDIR	0-100% 0-10%	9,00%
	C	CH_4	NDIR	0-100% 0-10%	4,50%
	C	SO_2	NDUV	0-3000ppm 0-300ppm	1540; 2730ppm 278ppm
	C	CO_2	NDIR	0-100% 0-5%	89.7; 17.9%
	C	O_2	Paramagnetic	0-25% 0-2%	9,00%
Bomem, MB9100		H_2O	FTIR		
		CO_2	FTIR		
		SO_2	FTIR		
		NO_2	FTIR		
		CO	FTIR		
		NO	FTIR		
		HCl	FTIR		
		NH_3	FTIR		
		HF	FTIR		
		N_2O	FTIR		
		H_2O	FTIR		