



CHALMERS



Katalytisk Optimering

Produktion av biometan för Chalmers EcoMarathon

Kandidatarbete inom Rymd-, geo- och miljövetenskap

LINUS KARLING

OSKAR LARSSON

JOHANNA LINDFORS

AVAN MIRKHAN

AKIHO TAMURA

ELIN UTBULT

KANDIDATARBETE SEEX15-20-6

Katalytisk Optimering

Produktion av biometan för Chalmers EcoMarathon

LINUS KARLING
OSKAR LARSSON
JOHANNA LINDFORS
AVAN MIRKHAN
AKIHO TAMURA
ELIN UTBULT



CHALMERS

Instituionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap
Avdelningen för Energiteknik
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA
Göteborg, Sverige 2020

Katalytisk optimering av bibränsle vid förgasning av biomassa
Produktion av biometan Chalmers EcoMarathon
Kandidatarbete inom Rymd-, geo- och miljövetenskap
Linus Karling, Oskar Larsson, Johanna Lindfors, Avan Mirkhan,
Akiho Tamura, Elin Utbult

© Linus Karling, Oskar Larsson, Johanna Lindfors, Avan Mirkhan,
Akiho Tamura, Elin Utbult, 2020.

Handledare:

Martin Seeman, Docent vid institutionen Rymd-, geo- och miljövetenskap
Jonas Sjöblom, Docent vid institutionen Mekanik och Maritima vetenskaper

Examinator:

Henrik Thunman, Professor vid institutionen Rymd-, geo- och miljövetenskap

Kandidatarbete inom Rymd-, geo- och miljövetenskaper
Chalmers Tekniska Högskola
SE-412 96 Gothenburg
Telephone +46 31 772 1000

Omslag: Träpellets som användes som bränsle till förgasaren.

Tryckt av Chalmers Reproservice
Göteborg, Sverige 2020

Förord

Kandidatgruppen vill rikta ett stort tack till handledarna Martin Seemann och Jonas Sjöblom. Med deras hjälp och engagemang har gruppen lärt sig oerhört mycket. De har med sina kunskaper och positiva inställning väglett oss genom idéer kring förgasning och inmatartekniker. Ett stort tack riktas även till Chahat Mandviwala för all tid vi har kunnat spendera i laboratorierummet med honom trots omständigheterna. Vi vill också tacka för all hjälp vi fått med analyser och beräkningar i tid och otid. Tack till Jessica Bohwalli för hjälp med tjäranalyser och säkerheten i Chalmers kraftcentral.

Vi vill också rikta ett stort tack till Reine Nohlborg och Jan Bragee från prototypplabbet för all vägledning och hjälp med idéer till inmatarkonstruktionen. Utan er hade framtida studenter fortfarande fått kasta pellets tills armarna domnar. Det riktas såklart även ett stort tack till vår examinator Henrik Thunman för all feedback och spännande diskussioner. Slutligen vill vi tacka alla er andra som också på ett eller annat sätt bidragit till detta kandidatarbete. Det har varit en lärorik och utmanade upplevelse som vi för alltid kommer att bära med oss.

Sammanfattning

Tjärbildning vid förgasning av biomassa är ett återkommande problem i anläggningar avsedda för att producera biometan. Syftet med arbetet är att katalytiskt optimera processen genom att studera effekten av olika bäddmaterial sett till produktion av nyttiga produktgaser samt tjärbildning. Utöver optimeringen har automatisering av ett bränsleinmatningssystem till förgasaren påbörjats, med målet att få ett jämnt inflöde av bränsle. Projektet är en del av en serie kandidatarbeten där det slutgiltiga målet är att sammanfoga de olika studierna för att tillverka biometan till Chalmers tävlingsbidrag till Shell Eco-Marathon.

Konstruktionen av inmataren påbörjades och en teoretisk design fastställdes. Katalysatortesterna utfördes i ett laboratorium vid Chalmers Kraftcentral utrustat med en förgasare. I laboratoriet testades bäddmaterialen kvartssand, ilmenit, bauxit och olivin där inmatningen skedde både satsvist och kontinuerligt. Testerna utfördes vid temperaturer på 810 samt 870 °C. Gasen samt tjäran som bildats extraherades, varefter sammansättningen analyserades med hjälp av gaskromatografi. Det summerade utbytet av kol baserat på både produktgaser och tjäror och var som högst 75.9 %. Resultaten indikerar att ilmenit och bauxit gav ett något högre utbyte av nyttiga produktgaser än kvartssand. Produktionen av tjära var dock lägst vid användning av kvartssand, vilket motsäger både litteratur och hypotes. Därför kan inga direkta slutsatser dras gällande bäddmaterialens förmåga till tjärnedbrytning.

Abstract

Tar formation through biomass gasification is a reoccurring problem in plants designed to produce biomethane. The purpose of this bachelor's thesis is to catalytically optimize the process by studying the effects of different bed materials on the production of useful product gases, as well as to minimize the formation of tars. In addition, automatization of a feed-system for biomass is studied, in order to create an even fuel feed into the gasifier. The project is part of a series of bachelor's projects, where the final aim is to produce biomethane as part of Chalmers competition submission to Shell Eco-Marathon.

An early construction of the fuel feeder was made and a theoretical design established. The gasification tests were conducted in a laboratory at Chalmers Kraftcentral equipped with a gasifier. The bed materials quartz sand, ilmenite, bauxite and olivine were examined, using both batch-wise and continuous feeding. The experiments were performed at 810 and 870 °C. Both the gases and tars produced were extracted for analysis of composition. Gas chromatography was used for the composition analysis. The total carbon yield calculated from both product gases and tars was 75.9 % at maximum. The results indicated a higher yield of beneficial product gases for ilmenite and bauxite than for quartz sand. The least amount of tars were produced with quartz sand, which contradicts both the literature and hypothesis. Therefore, no explicit conclusions regarding the ability of tar decomposition may be drawn.

Innehåll

1	Inledning	1
1.1	GoBiGas och Shell Eco-Marathon	1
1.2	Problembeskrivning	3
1.3	Syfte	3
1.4	Avgränsningar	3
1.5	Befintlig anläggning	4
1.5.1	Pilotanläggning KC	4
1.5.2	Experimentell anläggning	6
2	Teori om förgasning i fluidiserad bädd	7
2.1	Förgasning	7
2.2	Reaktor och fluidiserad bädd	8
2.3	Avgörande driftparametrar vid förgasning	9
2.3.1	Val av driftparametrar till förgasartest	10
2.4	Beräkning av uppehållstid	11
2.4.1	Torkning	11
2.4.2	Pyrolys	11
2.4.3	Koks-förgasning	12
2.5	Tjära	14
2.6	Katalysatorer och bäddmaterial	14
2.6.1	Nedbrytning av tjära och katalys vid förgasning	15
2.6.2	Olivin	15
2.6.3	Ilmenit	16
2.6.4	Bauxit	17
2.7	Separations- och analysmetoder	18
2.7.1	Gaskromatografi och retentionstid	18
2.7.2	Detektorer	20
3	Inledande undersökningar	20
3.1	Process för konstruktion av inmatare	21
3.2	Satsvisa försök	22
4	Tester vid steady-state	22
4.1	Beräkning av bränsleinmatning	22
4.2	Kombination av ilmenit och kvartssand	23
4.3	Bauxit	23
4.4	Metod tjäranalys	24
5	Resultat	24

5.1	Teoretiska beräkningar	24
5.2	Tester med kombination av kvartssand och ilmenit vid steady-state	24
5.3	Tester med enskilda bäddmaterial vid steady-state	25
5.4	Tester med inmatare	28
5.5	Teoretiskt skiss för färdig inmatare	28
6	Diskussion	29
6.1	Inmatarsystem	29
6.2	Förgasartester	29
6.2.1	Kolutbyte	30
6.2.2	Kombinerade bäddmaterial	31
6.2.3	Enskilda bäddmaterial och produktgasflöden	31
6.2.4	Tjärar	32
7	Slutsats	33
	Referenser	35
	Appendix	
A	Inledande satsvisa försök	I
B	Beräkningar	II
B.1	Beräkning av förgasningstid	II
B.2	Dahmköhlens tal	III
B.3	Beräkning av tid för koks förgasning	III
C	Bäddmaterialanalys olivin, ilmenit och bauxit	V

Nomenklatur

Variabler och konstanter

Ω	Stökiometrisk förhållande mellan kol och syre i förbränning	-
ϵ	Porositet	-
σ	Stefan-Boltzmanns konstant, 5.67×10^{-8}	W/(m ² · K ⁴)
ρ	Densitet	kg/m ³
ρ_{df}	Densitet för torrt bränsle	kg/m ³
ρ_C	Densitet för koks	kg/m ³
A	Area	m ²
$A_{int,0}$	Förhållande mellan area och volym för en bränslepartikel	m ² /m ³
$C_{p,m}$	Värmekapacitet för fukt	J/(kg · K)
$C_{O_2,\infty}$	Koncentration av syre i omgivningen	mol/m ³
$C_{p,df}$	Värmekapacitet för torrt bränsle	J/(kg · K)
d	Diameter	m
D_{AB}	Molekylär diffusionskoefficient för gaskomponent A i komponent B	m ² /s
$D_{AB,eff}$	Effektiv molekylär diffusionskoefficient	m ² /s
d_i	Initialdiameter för en bränslepartikel	m

$\frac{E}{\mathfrak{R}}$	Pyrolysparameter	K
H_m	Förångningsvärme för fukt	J/kg
$h_{c,eff}$	Effektiv värmeöverföringskoefficient	W/(m ² · K)
h_m	Massöverföringskoefficient	m/s
k	Värmekonduktivitet	W/(m · K)
k_{rC}	Reaktionskonstant för ytreaktion	m/s
$k_{rv,0}$	Reaktionskonstant för specifikt ämne	s ⁻¹
$k_{rC,0}$	Preexponentialfaktor	s ⁻¹
M_C	Molmassa för kol	kg/mol
m_m	Massa fukt i en bränslepartikel	kg
m_a	Massa aska i en bränslepartikel	kg
m	Massa hos en bränslepartikel	kg
m_c	Massa koks i en bränslepartikel	kg
m_{c0}	Initial massa av koks i en bränslepartikel	kg
m_{df}	Torr massa av en bränslepartikel	kg
n	Reaktionsordning	-
T_∞	Bulktemperaturen i förgasaren	K
T_0	Rumstemperatur	K

T_v	Pyrolystemperatur	K
t_v	Tid för pyrolys	s
t_c	Tid för kokförgasning	s
t_{tork}	Tid för torkning	s
T_e	Evaporeringstemperatur	K
R_v	Reaktionshastighet	m/s
r_0	Initiala radien på en bränslepartikel	m
R_{c,O_2}	Inre konstant för reaktionshastighet vid 1:a ordningens reaktion	s ⁻¹
V	Volym	m ³

Kemiska formler

Ca Kalcium

CH₄ Metan

CO Kolmonoxid

CO₂ Koldioxid

Fe₂SiO₄ Järnsilikat

Fe₂O₃ Järnoxid

FeTiO₃ Ilmenit

H₂ Vätgas

K Kalium

Mg₂SiO₄ Magnesiumsilikat

TiO₂ Titandioxid

Förkortningar

BFB Bubblande Fluidiserad Bädd

CFB Cirkulerande Fluidiserad Bädd

DFB Dubbel Fluidiserad Bädd

FID Flamjonisations detektor

GC Gaskromatografi

GoBiGas Gothenburg Biomass Gasification Project

KC Kraftcentralen

SCB Statistikmyndigheten

WGS Water-Gas-Shift

Ämnesspecifika termer

Analyt Kemisk förening som ska analyseras med gaskromatografi

CompassCDS Mjukvara som används vid tjäranalys

Dysa Mekaniskt verktyg konstruerat för reglering av flöde

Eluering Uttvättning av ämne från GC kolonnen

Flykt Brännbar substans som lämnar bränslet i gasfas utan kemisk reaktion

Fouling Igensättning i processutrustning

IR-spektrometer Infraröd spektrometer

MATLAB Mjukvara som används vid beräkning av tjärmängd

Syntesgas En blandning av H_2 och CO

Dimensionslösa tal

Da Damköhlers tal

Nu Nusselts tal

Re Reynolds tal

Th Thiele-modulen

Sh Sherwoods tal

1 Inledning

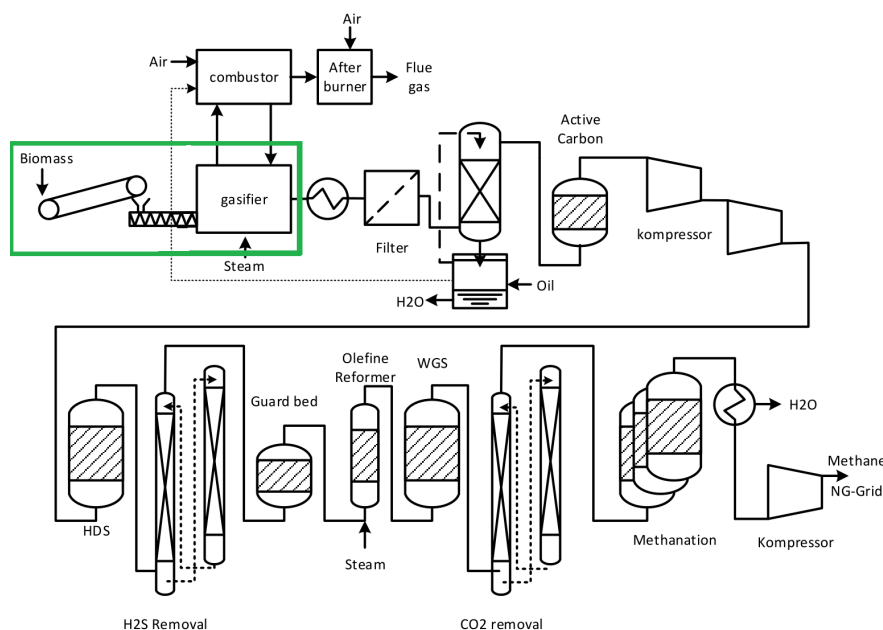
Transportsektorn är idag en stor bidragande faktor till koldioxidutsläpp världen över. Enligt statistikmyndigheten SCB stod den inhemska transportsektorn i Sverige 2018 för 31.8 % av de totala utsläppen i koldioxid ekvivalenter [1]. Många transporter är även idag beroende av fossila drivmedel och bidrar därmed till ökade utsläpp av växthusgaser. Sveriges regering har som målsättning att ha en fossilfri fordonsflotta år 2030 [2]. Det är därför viktigt att både utveckla och informera om möjligheterna att använda mer hållbara bränslen, exempelvis biogas. Biobränsle anses vara koldioxidneutralt sett till nettoutsläpp [3].

Biogas är ur ett komponentperspektiv likvärdigt med naturgas då den består av metan, CH_4 . Biometan släpper ut lika mycket koldioxid som fossil metan, där skillnaden är att kolet som finns i biometan lagras i biomassa och är en del av kolets naturliga kretslopp. Den bidrar därför inte till ökade halter av växthusgaser i atmosfären, förutsatt att ett hållbart skogsbruk tillämpas [3]. Dessutom anses användning av biomassa för energi- och bränsleproduktion lovande även inför framtiden, bland annat tack vare dess lättillgänglighet [4].

Ett av problemen med att öka tillgången och användandet av biobränslen är att det idag är dyrare att producera drivmedel från biomassa jämfört med samma mängd från fossila källor [5]. Ett sätt att öka efterfrågan på biobränslen är med hjälp av styrmedel, där skatter på utsläpp av koldioxid appliceras [6]. Det gör att det blir dyrare att använda fossila bränslen som släpper ut koldioxid medan biobränslen är neutrala. Ett annat sätt att minska priset på biobränslen är att optimera produktionen, vilket är vad detta projektarbete kommer att arbeta vidare på.

1.1 GoBiGas och Shell Eco-Marathon

Den anläggning som var först i världen med att producera biogas via förgasning är Göteborgs Energis GoBiGas anläggning [7]. GoBiGas är en forskning- och demonstrationsanläggning där biogas producerades för första gången i industriell skala i Sverige. Produktionen skedde genom förgasning av restprodukter från skogsbruket, exempelvis toppar och grenar. Figur 1 visar en schematisk beskrivning av processen för metanproduktion, där förgasningsprocessen markerats med en grön ruta.



Figur 1: Schematisk bild över processen för metanproduktion. Förgasare och inmatare markerat är inom det gröna området. Från [8], redigerad med tillstånd.

Anläggningen GoBiGas syftade till att demonstrera tekniken kring förgasning och bidra till utveckling av framtidens bioraffinaderi, där skogsråvara används som bränsle [7]. Anläggningen designades för en produktionskapacitet på 20 MW biometan. Det totala kolutbytet beräknades som en kvot mellan de förbrukade kol och den teoretiska maximala mängd kol som kan konverteras till biometan i färskinflödet. Utbytet beräknades att ligga mellan 55 och 60 % under kontinuerlig inmatning av träpellets [9]. Anläggningen är inte längre i drift och har därför konserverats för eventuell framtida återuppstart.

I detta kandidatprojekt är ett övergripande mål att försöka efterlikna GoBiGas anläggning i en mindre pilotskala, med fokus på förgasning och bränslematning som markerats i Figur 1. Detta för att möjliggöra produktion av biogas till Chalmers bidrag i Shell Eco-Marathon.

Shell Eco-Marathon är en tävling där studenter runt om i världen utmanas att designa, bygga och köra en energieffektiv bil [10]. Tävlingen utförs årligen i Asien, Amerika och Europa. Studenterna tävlar i att köra bilen så långt som möjligt med så låg bränsleförbrukningen som möjligt. År 2020 skulle studenterna på Chalmers tävla i Europas Shell Eco-Marathon som skulle äga rum i Storbritanni-

en. På grund av risken för spridning av COVID-19 ställdes tävlingen in [11].

1.2 Problembeskrivning

Projektet bygger på tidigare kandidatarbeten vid Chalmers. Under flera år har en pilotanläggning för metanproduktion i laborationsskala installerats i Chalmers Kraftcentral (KC). De olika produktionsstegen bör optimeras, däribland förgasaren. Fokus för kandidatarbetet kommer därför att ligga på optimering av förgasningsprocessen. Ett stående problem i förgasningsprocessen är bildningen av tjäror. Tjärbildning minskar utbytet av kol och orsakar mekaniska problem i form av igensättning (s.k. *fouling*) i senare processteg [4]. Den bildade tjäran kan dessutom vara hälsofarlig på grund av toxiska och cancerogena egenskaper [12]. På grund av tjärans negativa effekter är det önskvärt att minska förekomsten av tjärkomponenter i förgasaren.

1.3 Syfte

Syftet med projektet är att optimera förgasningssteget vid metanproduktionen i kraftcentralen. Optimeringen sker dels genom att minska tjärbildningen och dels genom att förbättra inmatningen av bränsle till förgasaren. Detta görs genom test och utvärdering av bränslematning samt analys av produktflöde och eventuell förändring i tjärbildning vid katalysatoranvändning. Målet med katalysatoranvändningen är att minska tjärbildningen och därmed underlätta efterföljande gasrening samt öka utbytet av nyttiga produktgaser (CO , H_2 , CH_4). Förgasningen av biobränsle ska dessutom utgå ifrån en hållbar råvara och syftet innefattar således även val av bränsle till förgasningsprocessen.

1.4 Avgränsningar

Det praktiska arbetet centrerars kring två olika förgasare. Inmataren appliceras på förgasaren i pilotskala som installerats av tidigare kandidatgrupper i KC. Det laborativa arbetet med bäddmaterial kretsar kring en experimentell förgasare i ett laboratorium. Val av bränsle avgränsas till lättillgängliga biobränslen som passar i inmataren så som träpellets och träkulor. Optimering av inmatningen inkluderar inte automatisering av processen i första hand. Inte heller optimering av värmeeffektiviteten eller inflödet av ånga/kvävgas kommer att beaktas.

Optimeringsarbetet inkluderar inte minimering av koldioxid eller avgasrening. Då anläggningen inte är planerad att skalas upp tas inte heller hänsyn till klimatneutralitet eller ekonomiska aspekter vid t.ex. inköp av bränsle och/eller

komponenter för inmatningssystem. Vidare begränsas den totala produktions-tiden till två timmar. Tidsbegränsningen kräver att flödet av biobränsle i förgasaren anpassas efter tillverkningskravet på 2 L metan vid 70 bar.

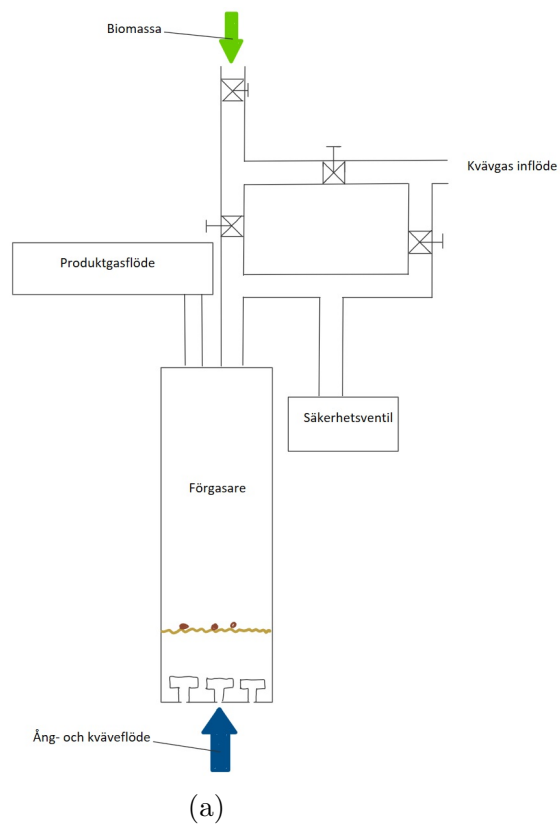
1.5 Befintlig anläggning

I detta stycke redogörs för två olika anläggningar som arbetet kommer att centreras kring. Den ena användes för att utföra förgasar experiment och den andra ämnas optimeras i linje med projektets mål.

1.5.1 Pilotanläggning KC

Idag finns den befintliga pilotanläggningen i KC. Den består av en reaktor med tre dysor i botten där inflöde av ånga och kvävgas fördelas jämnt över bädden, se Figur 2a [13]. I toppen av reaktorn finns två hål, varav det ena är anslutet till inmataren. Detta hål är stängt med hjälp av ett ventilsystem så att produktgasflödet inte flödar den vägen och öppnas endast när bränsle ska matas in. I ventilsystemet finns även en kvävesluss, detta för att spola bort eventuellt syre som följer med vid inmatningen. Ventilsystemet är därmed lufttätt även när ventilerna för bränsleinmatning öppnas, men ett utlopp för kvävgasflödet finns. Det andra hålet är för utflödet av produktgas och ansluts senare till en gasreningsenhet. Gasreningsenheten består av en tvättcykel där gasen bubblas igenom isopropanol flera gånger, detta för att rena produktflödet från tjärar. Därefter leds kvarvarande gaser bort för uppsamling.

Förgasaren är innesluten i en rektangulär isolerad ugn med elektriska värmeelement på insidan, vilket är den enda källan till uppvärmning. I Figur 2b visas anläggnings samtliga delar där produktgasflödet leds till gasrening. Vidare följer produktgasflödet en rad separata enhetsoperationer vars syfte är att konvertera samtliga kolväten till metan i så stor utsträckning som möjligt.



Figur 2: (a) Schematisk bild över pilotanläggningen i KC. Författarens egen bild. CC-BY 2.0 och (b) Bild över förgasaren i pilotanläggningen i KC. Från: [14]. Återgiven med tillstånd

1.5.2 Experimentell anläggning

För att lättare kunna genomföra tester med olika katalysatorer används inte pilotanläggningen i KC, utan en extern förgasare i ett labb. Denna förgasare är öppen i toppen vilket gör det smidigare att byta bäddmaterial och lättare att kontrollera inmatningen. Inmatning sker via öppningen i toppen. Anläggningen är, precis som förgasaren i KC, innesluten i en rektangulär isolerad ugn med elektriska värmeelement på insidan. Vidare finns en tillhörande IR-spektrometer som kan ge värden på gassammansättningen i realtid. I övrigt har den experimentella förgasaren liknande dimensioner som pilotanläggningen i KC. En bild på förgasaren visas i Figur 3.



Figur 3: Bild på förgasaren som användes vid experiment. Prover tas ur den isolerade sonden. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

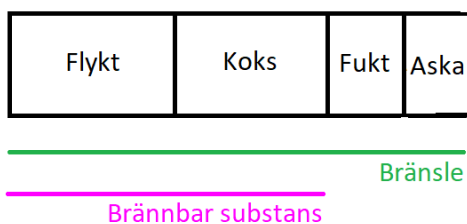
Figur 3 visar förgasaren med inneslutningen öppen då den är kall. Prover kan tas från de åtta sonder som sticker ut, men endast den femte sonden nerifrån användes vid försöken och är därför isolerad. Isoleringen håller gasprovet varmt så att tjäror inte kondenserar på insidan av sonden.

2 Teori om förgasning i fluidiserad bädd

I detta avsnitt presenteras teori om förgasning. Här beskrivs bland annat hur en fluidiserad bädd fungerar, hur olika bäddmaterial agerar som katalysatorer, samt bränsleval och metoder för att minimera tjärbildning. Dessutom förklaras de analysmetoder som används vid utvärdering av laborationsresultat i denna rapport.

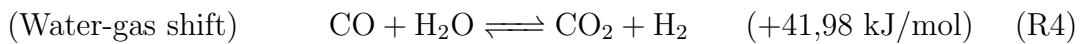
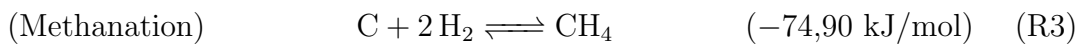
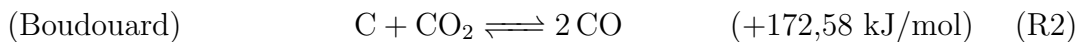
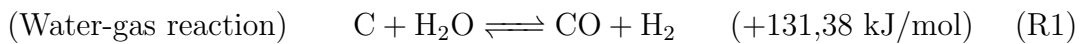
2.1 Förgasning

Förgasning är en process med syfte att omvandla kolvätebaserade bränslen till en brännbar gas. Vid användning av t.ex. fast biomassa som bränsle kan förgasningsprocessen delas in i tre huvudsakliga steg; inledande torkning av bränslet, efterföljande pyrolys där flykt avgår i gasfas. Detta sker ofta i temperaturintervallet 100-1200 °C [15] och flykten avgår främst i form av CO, H₂, H₂O, CO₂ och andra kolväten. Slutligen sker koks förgasning enligt reaktion R1, R2 och R3. Här reagerar kol i fast form med bland annat vattenångan i gasinflödet för att bilda CO, H₂ och CH₄. Figur 4 visar en schematisk bild över hur fördelningen av de huvudsakliga beståndsdelarna flykt, koks, fukt och aska kan se ut i ett fast bränsle. Beståndsdelarna kan också anses representera de olika förgasningsstegen, där fukten avgår i torkningssteget och flykten under pyrolysen. Vidare omvandlas koksen under koks förgasningen, medan askan stannar kvar i bädden.



Figur 4: En schematisk beskrivning av de olika delarna i ett fast bränsle. Komponentfördelningen motsvarar den i biobränslet som används i projektet. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

Förgasning innebär således partiell oxidation av bränsle och kan likställas med understökiometrisk förbränning [15]. En viktig parameter vid förgasning är därför den syrefria miljön. En syrefri miljö kan exempelvis åstadkommas genom att låta inert kvävgas flöda genom apparaturen före användning [16]. Detta fenomen utnyttjades vid design av den befintliga förgasaren i KC, där en kvävesluss användes vid matning av biobränsle [13]. De huvudsakliga reaktioner som kan studeras vid förgasning är



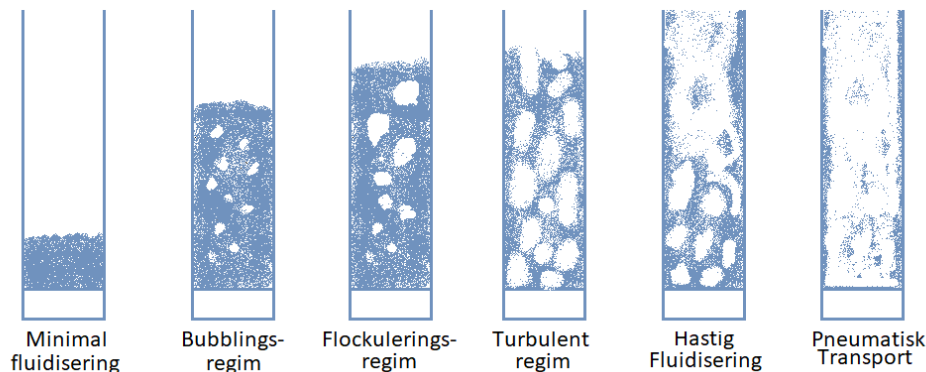
där jämviktsreaktionerna R1, R2 och R4 är endoterma [17]. Att reaktionerna är endoterma tyder på att de kräver en relativt hög temperatur för att ske. Jämviktskonstanten för de olika reaktionerna är starkt temperaturberoende, då reaktion R2 och R1 förskjuts åt höger vid ökande temperatur, till skillnad från R3 som förskjuts åt vänster. Reaktion R3 beskriver metaniseringen av kol till metan. Reaktionen är exoterm och kan katalyseras av exempelvis nickel-baserade katalysatorer vid höga temperaturer.

2.2 Reaktor och fluidiserad bädd

Fluidiserade bäddar bygger på att en fluid, ofta en gas, strömmar genom ett fast bäddmaterial i en reaktor [18]. Vid en viss flödeshastighet uppnås egenskaper hos det fasta materialet som kan liknas vid en fluid. Rent fysikaliskt lyfter fluidens dragkraft upp partiklarna i bädden, följt av gravitationskraften som drar ner dessa tillbaka till botten.

Fluidisering kan delas upp i olika regimer [18]. Detta illustreras i Figur 5. Om fluidens hastighet är väldigt låg befinner sig bädden i första regimen. Här sker ingen till minsta möjliga fluidisering. Vid övergång till nästa regim - bubblingsregimen - strömmar bubblor genom bädden. Med ökad fluidhastighet uppnås flockuleringsregimen. I denna regim är bubblorna större och strömmar jämnare genom bädden. Vid ytterligare ökad fluidhastighet övergår regimen till den turbulenta regimen, vilket karakteriseras av en mer turbulent fluidisering där de minsta partiklarna i bädden kan strömma högre upp i reaktorn. De två sista regimerna, hastig-fluidisering och pneumatisk transport, uppnås vid mycket höga

hastigheter. Bäddmaterialet kan då ryckas med strömmen ut ur reaktorn.



Figur 5: Schematisk bild över olika fluidiseringsregimer i en fluidiserad bädd med ökande fluidiseringshastighet. Författarens egen bild. CC-BY 2.0

Generellt delas fluidiserade bäddar in i två varianter baserat på de olika regimerna [19]. Anläggningar designade utifrån bubblings- och flockuleringsregimen som kallas för bubblande fluidiserad bädd, BFB. I den andra varianten av anläggning nyttjas den turbulenta fluidiseringsregimen istället och har döpts till cirkulerande fluidiserade bäddar, CFB. Som en följd av att bäddmaterialet följer med produktströmmen ut ur reaktorn separeras bäddmaterialet från strömmen med hjälp av en cyklon och återförs till reaktorns botten från utsidan.

I detta projekt sker förgasningsprocessen i en BFB med en blandning av ånga och kvävgas som fluidiseringsmedium [17]. Några fördelar med fluidiserade bäddar är att de generellt är flexibla när det kommer till bränsleval, minskar risken för smältande aska och håller en jämn temperatur genom reaktorn tack vare hög turbulens. Den höga turbulensen påskyndar förgasningsprocessen, leder till omblandning av helt- och delvis förgasade partiklar samt ger bättre kontakt mellan katalysator och bränsle. En nackdel med bubblande bäddar är att delvis förgasade partiklar kan följa med produktströmmen, vilket kan leda till ett minskat utbytet av produktgaser.

2.3 Avgörande driftparametrar vid förgasning

Valet av driftparametrar för förgasningsprocessen baseras lämpligen på önskat gasutflöde, då produktflödet ska genomgå metanisering i efterföljande processteg. Temperatur och tryck är två avgörande driftparametrar, tillsammans med exempelvis bränslesammansättning och kontaktyta mellan reaktanterna [17]. För

metanproduktion är höga halter av CO och H₂ önskvärt, se reaktioner i Avsnitt 2.1. Reaktion R1 och R2 gynnas båda av höga temperaturer och lågt tryck medan det omvända gäller för metaniseringsreaktionen R3. Då alla dessa reaktioner sker simultant i en förgasare når reaktionerna sällan till jämvikt. Trots detta kan jämviktskonstanternas tryck- och temperaturberoende användas som riktlinjer vid val av driftparametrar.

Gällande bränslesammansättningen innehåller biomassa, i form av exempelvis trä, en stor andel flyktiga ämnen. Detta är fördelaktigt vid förgasning då flyktiga ämnen lättare omvandlas till produktgas och därmed inte bildar tjärkomponenter i lika stor utsträckning [17]. Således påverkar val av biomassa och dess flyktandel sammansättningen i produktgasen. Biomassa innehåller generellt även en stor andel fukt. Fuktinnehållet påverkar temperaturen i förgasaren både genom förångning av vatten och endoterma reaktioner med tjära. Därmed krävs ett begränsat fuktinnehåll i råvaran för en gynnsam förgasningsprocess.

För att uppnå hög reaktionshastighet mellan fast bränsle och gasflöde krävs stor specifik kontaktyta. Detta kan uppnås genom en minskad partikelstorlek och för bränslen med lägre kolinnehåll (< 85 %) kan även ökad porositet i bränslet påverka kinetiken markant [17]. K.Wolfgang och M.Wölki studerade kinetikens beroende av temperatur, gasflöde och den reaktiva ytarean vid förgasning av biomassa baserad på bokträ [20]. Deras resultat visade på en ökning i reaktionshastighet med ökande temperatur och gasflöde. De visade också att den specifika reaktionshastigheten ökade med partiklarnas specifika ytareal.

2.3.1 Val av driftparametrar till förgasartest

Valet av driftparametrar vid laborationsförsök i KC baserades på målet att kunna producera 2 L metan trycksatt till 70 bar på totalt 2 timmar. Teoretiskt bränsleflöde beräknades utifrån molbalanser och ett antagande om ett kolutbyte av nyttiga gaser i förgasaren på 70 %. Bränslet valdes till träpellets med antagande om ett innehåll på 43.7 mass % kol. För att nå produktionsmålet beräknades ett teoretiskt bränsleflöde till ca 1.9 g/min. Gasflöde och temperatur valdes, i enlighet med resultat från tidigare kandidatrapporter [13], till maximal kapacitet för den befintliga reaktorn; 10 L/min respektive 870 °C. Gasflödet maximerades i syfte att öka turbulensen och därmed kontaktytan mellan bränsle och bäddmaterial. Som nämnts i Avsnitt 2.3 gynnas reaktion R1 och R2 av höga temperaturer, varför högsta möjliga temperatur valdes vid laborationstillfällena. Trycket vid laborationerna var 1 atm.

2.4 Beräkning av uppehållstid

I detta avsnitt presenteras de ekvationer och antaganden som används vid beräkning av den teoretiska tiden för förgasning vid valda driftparametrar från avsnitt 2.3.1. För att bestämma tidsintervallet för ett förgasartest beräknades den sammanlagda teoretiska tiden för torkning, pyrolys och koks förgasning i reaktorn. I första hand gjordes beräkningarna för träpellets. Dessa approximerades vid beräkning av exempelvis värmeöverföringstal som sfäriska partiklar, men betraktades i övrigt som små cylindrar.

2.4.1 Torkning

Tiden för torkning kan enligt Sven Andersson m.fl. delas in i två steg; uppvärmning av partikeln till kokpunkten och påföljande evaporering av fukt [21]. Sammantaget kan torkningstiden för en bränslepartikel med massa m_{df} på torr basis och initialtemperatur T_0 beräknas enligt Ekvation (1)

$$t_{tork} = -\frac{m_m c_{pm} + m_{df} c_{pf}}{A h_{c,eff}} \ln \left(\frac{T_\infty - T_e}{T_\infty - T_0} \right) + \frac{m_m H_m / (T_\infty - T_e)}{A h_{c,eff}} \quad (1)$$

där m_m är partikelns fuktinnehåll i kg, c_{pm} och c_{pf} är värmekapaciteten för fukten [22] respektive bränslet på torr basis [23]. T_∞ är bulktemperaturen i förgasaren, här satt till 870°C, och T_e är evaporeringstemperaturen, 100 °C. A är partikelns mantelarea, H_m fuktens förångningsvärme och $h_{c,eff}$ är den effektiva värmeöverföringskoefficienten. $h_{c,eff}$ tar hänsyn till värmeöverföring i form av både strålning och konvektion samt beräknas genom Ekvation (2)

$$h_{c,eff} = h_c + h_{rad} = \frac{k Nu_d}{d} + \frac{\epsilon \sigma (T_\infty^4 - T^4)}{(T_\infty - T)} \quad (2)$$

där Nu_d är Nusselts tal för påtvingad konvektion kring en sfär, se beräkning i Appendix B.1 [22]. k är pelletens konduktivitet, d dess diameter, 8.2 mm, och ϵ dess emissivitet. σ är Stefan-Boltzmanns konstant. Här gäller även $T = T_e$ enligt antagande.

2.4.2 Pyrolys

I pyrolyssteg avgasas de flyktiga ämnena som koldioxid, kolmonoxid, vätgas och vatten, från bränslepartikeln [21]. Pyrolyssteg kan begränsas av hastighe-

ten för värmetransport eller av den kemiska reaktionshastigheten. För att avgöra vilken av dem som är det begränsande steget måste Damköhlers tal beräknas. Damköhlers tal är kvoten mellan den kemiska reaktionshastigheten och hastigheten för uppvärmning, se Appendix B.2. Om Damköhlers tal är mindre än 1 är pyrolystiden begränsad av reaktionshastigheten, då bestäms tiden enligt Ekvation (3)

$$t_v = -\ln \left[\frac{m - m_c - m_a}{m_{df} - m_c - m_a} \right] / R_v \quad (3)$$

där m är partikelns massa, m_a är askans massa i partikeln, m_c är massan koks i partikeln och R_v är reaktionshastigheten. Om Damköhlers tal är större än 1 är pyrolystiden istället begränsad av hastigheten för värmetransport, då kan tiden för pyrolys bestämmas enligt Ekvation (4)

$$t_v = -\frac{m_{df} c_{pdf}}{A h_{c,eff}} \ln \left[\frac{T_\infty - T_v}{T_\infty - T_0} \right] \quad (4)$$

där pyrolystemperaturen T_v kan uppskattas enligt Ekvation (5)

$$T_v = \left(-\ln \left(\frac{A h_{c,eff}}{V \rho_{df} c_{pdf} k_{rv,0}} \right) \frac{\mathfrak{R}}{E} \right)^{-1} \quad (5)$$

där V är partiklens volym, $\frac{\mathfrak{R}}{E}$ och $k_{rv,0}$ är egenskaper specifika för material och reaktion.

2.4.3 Koxsförgasning

Tiden för koxsförgasning kan beräknas med tre olika modeller; *Shrinking density regime*, *Shrinking core/sphere regime* och *Shrinking sphere restricted by mass transfer* [21]. Vilken modell som används avgörs av värdet på Thiele-modulen, se Ekvation (6). Den förstnämnda modellen bygger på antagandet att diameter på bränslepartikeln är konstant under hela koxsförgasningstiden medan densiteten för bränslepartikeln minskar. De andra modellerna, *Shrinking core/sphere regime* och *Shrinking sphere restricted by mass transfer* utgår från att bränslepartikeln krymper under koxsförgasningsförloppet medan densiteten för bränslepartikeln behålls.

För att bestämma en lämplig modell beräknas värdet på den så kallade Thielemodulen, se Ekvation 6.

$$Th = r_0 \sqrt{\frac{R_{c,O_2}}{D_{AB,eff}}} \quad (6)$$

där r_0 är den initiala radien på bränslepartikeln, R_{c,O_2} är den inre konstanten för reaktionshastighet för en första ordningens reaktion och $D_{AB,eff}$ är den effektiva molekyllära diffusionenskoefficienten inuti bränslepartikeln [21].

Ett lågt värde på Th tyder på att reaktanterna kan tränga genom partikeln. Då används modellen för *Shrinking density regime*. Tiden för koksörgasningen kan då beräknas med Ekvation (7)

$$t_c = -\frac{m_{c0}}{\Omega V A_{int,0} k_{rc} C_{O_2,\infty}^n M_C} \ln \left(\frac{m_c}{m_{c,0}} \right) \quad (7)$$

där $m_{c,0}$ är den initiala massan av koks, Ω är det stökiometriska förhållandet mellan kol och syre i förbränningsammanhang. $A_{int,0}$ är förhållandet mellan arean och volym för bränslepartikeln, k_{rc} är reaktionskonstanten, $C_{O_2,\infty}$ är koncentrationen av syre i omgivningen vid förbränning, n är reaktionsordningen och M_C är molmassan för kol [21]. Då koksörgasning sker syrefritt ersätts syrekoncentrationen med koncentrationen av koldioxid och/eller vattenånga, i enligt med Reaktion R1 och R2.

Ett högt värde på Th tyder på att reaktanterna förbrukas på ytan av partikeln. Då används antingen *Shrinking core/sphere regime* eller *Shrinking sphere restricted by mass transfer*. Här undersöks förhållandet mellan reaktionskonstanten, k_{rc} och massöverföringskoefficienten, h_m . Om $k_{rc} \gg h_m$ används Ekvation (8)

$$t_c = \frac{\rho_c d_i^2}{8\Omega D_{AB} C_{O_2,\infty} M_C} \quad (8)$$

där ρ_c är densiteten för koks och d_i är den initiala diametern för bränslepartikeln [21]. Partikeln är i detta fall en cylinder, men approximeras vid beräkningarna till en sfär med samma volym. På detta sätt kan den ekvivalenta diametern för

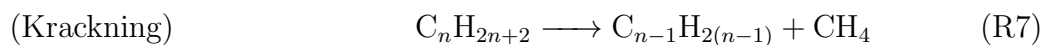
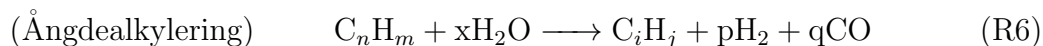
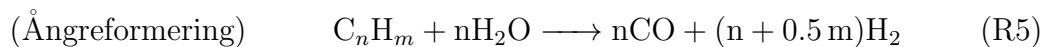
stora respektive små pellets beräknas. D_{AB} är den molekylära diffusionskoefficienten för gaskomponent A i komponent B, exempelvis CO_2 i ånga. Om $h_m \gg k_{rc}$ används istället Ekvation (9)

$$t_c = \frac{\rho_c d i}{2\Omega k_{rc} C_{o_2, \infty} M_c} \quad (9)$$

2.5 Tjära

Tjära bildas som en av flera biprodukter vid förgasning [24]. Tjäran kan bli ett problem vidare i processen då den både ger upphov till beläggningar i rören och minskar kolutbytet vid förgasningen [25]. Tjära består av en komplex blandning av kondenserbara kolväten, huvudsakligen mono- och polyaromatiska föreningar, samt andra kolväten innehållande bland annat syre.

Minimering och kontroll av tjärbildning vid förgasning kan uppnås på flera sätt. Ofta delas metoderna in i primära och sekundära. Primära metoder innebär att tjärbildningen minimeras i förgasningssteget, vilket kan ske enligt de potentiella reaktionerna för sönderdelning av tjära, R5, R6 och R7



där Reaktion R6 och R7 även kan ske med vätgas istället för ånga vilket inte R5 kan. [26]. Sekundära metoder innebär att tjära avlägsnas i ett separat reningssteg efter förgasningen [24]. Ibland sker även avlägsningen av tjära genom mekanisk skrubbing [27]. Detta kräver dock att gasutflödet kondenseras, vilket i sin tur minskar den termiska effektiviteten i processen samt kräver ökade ekonomiska resurser och vidare hantering av tjärafvall. Det är därför önskvärt att på kemisk/katalytisk väg kunna avlägsna tjärkomponenter redan inuti förgasaren med hjälp av reformeringsreaktioner [27, 25].

2.6 Katalysatorer och bäddmaterial

Inom förgasning och förgasningsteknik används katalysatorer i syfte att maximera utbytet av önskad produkt, minimera produktionen av biprodukter och

påskynda reaktioner genom sänkning av aktiveringsenergin. I detta avsnitt förklaras generella principer för katalys vid förgasning. Dessutom presenteras några vanligt förekommande bäddmaterial mer ingående.

2.6.1 Nedbrytning av tjära och katalys vid förgasning

Nedbrytning av tjärkomponenter initieras naturligt av höga temperaturer. Då temperaturen i förgasaren ensamt inte kan degradera all tjära, kan det vara fördelaktigt att använda en katalysator för att påskynda reaktioner för tjärreforming [27]. Vid förgasning används ofta heterogen katalys, där katalysatorn förekommer i form av bäddmaterialet självt och reaktanterna befinner sig i gasfas. Här har ett antal olika alternativ studerats, däribland metallbaserade katalysatorer innehållande exempelvis järn, nickel och kalcium [17, 27, 12, 4]. Exempel på bäddmaterial som kan användas är ilmenit, bauxit, dolomit och olivin, där de två sistnämnda kan anses relativt billiga. Dock medför flertalet katalysatorer även vissa komplikationer, exempelvis risk för inaktivering till följd av koks- och/eller askbildning [27].

Vid val av bäddmaterial finns flera aspekter att ta hänsyn till, däribland mekaniska, kemiska och ekonomiska egenskaper. Då en fluidiserad bädd ofta arbetar vid höga temperaturer och turbulenta flöden är det viktigt att bäddmaterialet inte degraderas av varken temperatur eller mekanisk omblandning [28]. Bäddens kemiska egenskaper kan ha stor inverkan på både utbyte av kol och komposition hos den utgående gasen [28, 17]. För att kunna jämföra olika bäddmaterial och deras respektive katalytiska förmåga är det lämpligt att även göra försök med inert kvartssand som referens. Kvartssand används som bäddmaterial i KC och är exempel på ett material med försumbar katalytisk inverkan [28].

2.6.2 Olivin

Olivin är ett grönfärgat och naturligt förekommande mineral som huvudsakligen består av magnesiumsilikat (Mg_2SiO_4) och järnsilikat (Fe_2SiO_4) [29], se Figur 6. För att olivin ska fungera som en katalysator vid förgasning krävs aktivering av materialet. Pavleta Knutsson m.fl undersökte lämpliga tillsatsämnen och design av aktiveringsmetod för olivin i en dubbel fluidiserad bädd, DFB, i både KC och GobiGas-anläggningen [30]. Aktiveringen kan göras exempelvis genom tillsats av alkalialter eller värmebehandling. Tillsats av alkalialter är en mer framträdande metod vid förgasning av biomassa och till skillnad från åldring aktiveras bäddmaterialet direkt när alkalialter tillsätts. Vid åldring anrikas olivin av oorganiska ämnen såsom Ca eller K med hjälp av askkomponenter från bränslet [28].



Figur 6: Olivin som användes vid laborationsförsök. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

Jelena Marinkovic undersökte i sin doktorsavhandling olivins katalytiska förmåga efter aktivering samt hur den katalytiska förmågan beror av både tid och vilka tillsatsämnen som finns i bädden. Resultatet i hennes avhandling visar att aktiverat olivin, där askkomponenterna i bädden utökats genom åldring, fungerar som katalysator. Resultatet visade på en ökad halt av H_2 i produktgasflödet samt minskad tjärbildning. Enligt avhandlingen minskade mängden producerad tjära med 30 % efter fyra dagar, då maximal effekt av aktivering uppnåddes [28]. Marinkovic undersökte även direkt aktivering av olivin, genom tillsats av kaliumkarbonat och svavel. Här minskade mängden tjära med 52 % redan efter en dag. Dessa försök resulterade även i en ökad mängd H_2 och CO_2 i produktflödet, samt en minskning av CO .

2.6.3 Ilmenit

Ilmenit ($FeTiO_3$) är, precis som olivin, ett naturligt förekommande mineral, huvudsakligen bestående av järnoxider och titandioxid, se Figur 7. Även ilmenit kräver aktivering för att uppnå katalytisk förmåga [31, 27]. Detta sker främst genom reduktion av järnet i bädden [27]. Aktivering kan även ge upphov till sprickor och/eller hålrum i bäddmaterialet, vilket ökar den specifika ytarean och därmed ger möjlighet till större kontaktyta mellan bädd, biomassa och gas [31].



Figur 7: Ilmenit som användes vid laborationsförsök. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

Min Zhenhua m.fl. undersökte den katalytiska förmågan hos ilmenit och upptäckte att materialet har god förmåga att öka ångreforming av tjärkomponenter [27]. Att reducera bäddmaterialet före förgasning av bränsle ökade också den katalytiska aktiviteten, då både andelen stora och små tjärkomponenter minskade. Analys av bäddmaterialet visade på huvudsakligt innehåll av TiO_2 och Fe_2O_3 före ångreformen av tjära, medan det i använd ilmenit även återfanns TiFeO_3 samt en mindre mängd metalliskt järn. Detta tyder på att reduktion av järn skett i och med ångreforming av tjära.

2.6.4 Bauxit

Bauxit ($\text{AlO}_x(\text{OH})_3$) är likt olivin och ilmenit ett naturligt förekommande mineral och har ett relativt högt innehåll av aluminium [32], se Figur 8. Vid framställning av aluminiumoxid uppstår rester av bauxit som avfallsmaterial [33]. Dessa rester kan användas som ett billigare alternativ till järnbaserade katalysatorer tack vare dess alkaliska natur. Enligt Long Cheng m.fl kan bauxitrester i reducerad form vara effektiv för nedbrytning av naftalen. De kunde även se att den katalytiska aktiviteten hos reducerad bauxit minskade i närvaro av vattenånga i den aktiva metallfasen.



Figur 8: Bauxit som användes vid laborationsförsök. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

Även enligt Teresa Berdugo Vilches m.fl kan bauxit minimera tjärbildningen i jämförelse med referenstestet, kvartssand [34]. Något som visade sig ha en stor inverkan på aktiviteten var exponeringen av alkaliarter. När alkaliarter finns fysiskt bundet till materialet, som i bauxit, kan ett ökat ångflöde resultera i en ökad koksomvandling. Efter flera dagars drift hade bäddmaterialet en högre aktivitet, vilket delvis kan förklaras av de askkomponenter som ansamlas på bäddmaterialspartiklarna. Bauxit fungerade som en katalysator av WGS-reaktionen (Water-Gas-Shift), se Reaktion R4 i Avsnitt 2.1 och för tjärnedbrytning, se Avsnitt 2.5. Bauxit ökade även förhållandet mellan H_2 och CO i förgasaren, vilket kan vara önskvärt vid produktion av biometan.

2.7 Separations- och analysmetoder

Det finns ett flertal metoder som används för att kunna separera och analysera gas- och vätskeprover. Gaskromatografi är en vanlig metod som används inom analytisk kemi för att separera analyter, kemiska föreningar i gas- och vätskefas. I detta avsnitt introduceras hur gaskromatografi fungerar som separations- och analysmetod.

2.7.1 Gaskromatografi och retentionstid

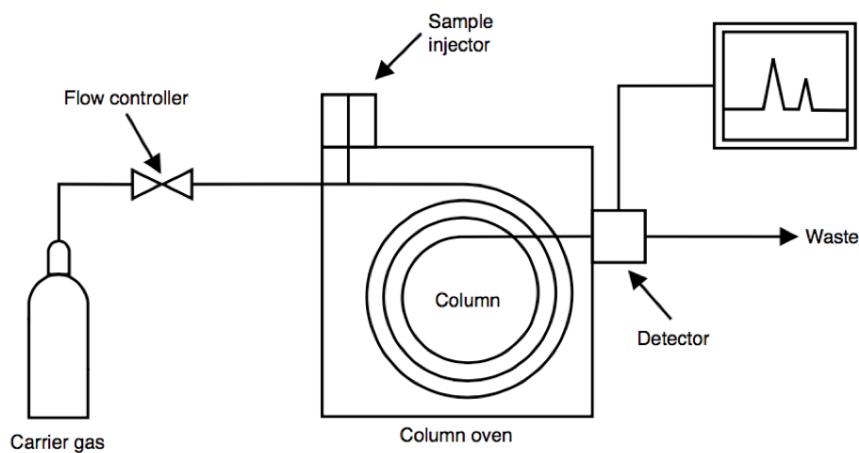
Gaskromatografi kan användas vid exempelvis identifiering och bestämning av koncentrationer av olika analyter i gas- och vätskeprover. Analyterna i provet

fördelas mellan en mobil- och en stationärfas. Separationen av analyter i gaskromatografi baseras huvudsakligen på skillnader i flyktighet och fördelningskonstanten, K , som är definierad som en kvot av ett ämnes koncentration i de två faserna. Fördelningskonstanten definieras enligt Ekvation (10)

$$K = \frac{C_{sf}}{C_{mf}} \quad (10)$$

där C_{sf} är koncentrationen av ämnet i stationära fasen och C_{mf} är koncentrationen av ämnet i mobil fasen [35].

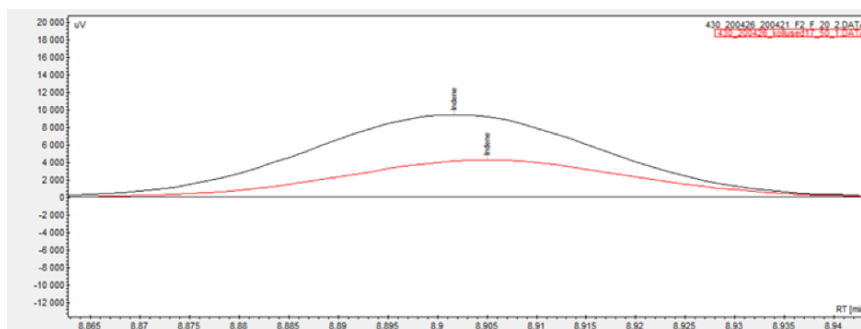
Figur 9 visar en översiktlig bild av ett gaskromatografisystem. Gas- och vätskeprover tillsätts i injektorn och analyter förgasas snabbt i en ugn [35]. Den mobila fasen utgörs av en inert gas och analyter i gasfas. Analyterna i mobila fasen interagerar med den stationära fasen genom kolonnen, vilket är illustrerat som en slinga i Figur 9. Efter att analyterna har passerat kolonnen kommer den detekteras av en detektor. Resultatet visas i form av ett kromatogram på en dator.



Figur 9: En översiktlig bild över ett gaskromatografisystem. Från [36], Återgiven med tillstånd.

Kromatogram är ett diagram som visar respons från detektorn som funktion av tiden det tar för analyterna att elueras. För kvalitativ analys utförs mätning av retentionstider genom att observera topparna i ett kromatogram, där varje topp motsvarar en viss analyt. Retentionstiden definieras som den tid det tar för analyten att nå detektorn. Retentionstiderna från ett prov utvärderas genom att

jämföra resultatet från analyterna med ett externt standardprov, det vill säga ämnen med redan kända retentionstider eller koncentrationer [35]. I Figur 10 visas ett exempel på ett kromatogram, där ett kemiskt ämne indene identifieras med ett extern standardprov i tjäranalys.



Figur 10: Ett exempel på ett kromatogram som visas av mjukvaran CompassCDS, där ämnet indene identifieras med ett externt standardprov i tjäranalys. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

2.7.2 Detektorer

För att analysera komponenterna i exempelvis tjäror används flamjonisationsdetektor, FID, då den passar väl för dessa typer av föreningar. FID är numera en av de vanligaste detektorerna som används i gaskromatografi. I en FID joniseras ämnen i en flamma som sedan detekteras av en elektrod [37]. Utslagssignalen av elektroden är då proportionell mot antalet kolväten i analyten. Således är FID inte en lämplig detektor för icke-kolväten.

För att analysera produktgaser vid förgasning såsom H_2 och CO används konduktivitetsdetektor. Konduktivitetsdetektor är också en vanlig förekommande detektor i gaskromatografi, eftersom den är lämpad för de flesta typerna av analyter [37]. När en analyt eluerar ändras den termiska konduktiviteten för gasflödet och förändringen mäts av detektorn. Denna typ av detektor är lämplig för packad kolonn. En nackdel med konduktivitesdetektor är att känsligheten ligger lägre jämfört med andra typer av detektorer så som flamjonisationsdetektor.

3 Inledande undersökningar

För att kunna arbeta kring inmatning och optimera förgasningsprocessen behövs en del inledande tester utföras. Dessa ligger till grund för vidare tester och försök.

3.1 Process för konstruktion av inmatare

För att kunna automatisera inmatningen till förgasaren i pilotanläggningen krävdes en inmatarmekanism med jämn inmatarfrekvens. Träpellets användes som bränsle, dessa skiljer sig i längd men är konstanta i diameter. Därför krävdes kapning av pelletsen till en given storlek vid varje inmatning, som ska matas in en åt gången. Slutligen användes en modifierad kulventil då denna uppfyllde kraven.

Hålet i kulventilen är igensatt med en plugg av mässing på ena sidan, vilket förhindrar flöde av luft genom ventilen för alla givna lägen. Genom att rotera kulventilen kan den kvarvarande kratern i kulan användas som en sluss för bränslet. När en träpellet matas in och roteras i kulventilen klipps träpelleten av i rätt storlek. För att undvika att packningen i kulventilen förstörs finns en insats som sträcker sig utefter kulans kanter. På så vis klipps pelleten av mot kulan och insatsen. I Figur 11 visas en bild på den modifierade kulventilen med den tillhörande insatsen monterad.



Figur 11: Bild på den modifierade kulventilen. Författarens egen bild. CC-BY 2.0.

För att gå vidare med designen användes en momentnyckel för att bestämma det krävda vridmomentet. Genom att vrida om inmataren med en pellet i, för flera antal pellets, och sedan lägga på en säkerhetsmarginal kunde vridmomentet som

inmataren designades för bestämmas. För att bestämma vikten på den inmatade massa testades kulventilen med 10 rotationer, där varje avkapad pellet vägdes individuellt. Teoretiskt utförande för slutgiltig inmatare tas upp i Avsnitt 5.5.

3.2 Satsvisa försök

Inledande tester utfördes med kvartssand och olivin i satsvisa försök med träkulor av bok som bränsle. Dessa test gjordes främst för att öka gruppens bekant-skap med reaktorn och den utrustning som skulle användas för att analysera gaserna. Resultatet från dessa försök kunde inte användas vidare i rapporten då de visade på stor spridning och därmed inte var reproducerbara. Se Appendix A för resultat från dessa laborationer. Metoden som användes under dessa försök förkastades och en ny metod utvecklades, i hopp om att kunna eliminera felkällorna. I Appendix A finns en detaljerad beskrivning av den ursprungliga metoden och vilka felkällor som upptäcktes.

4 Tester vid steady-state

Utöver tidigare nämnda satsvisa försök utfördes försök med kontinuerlig matning av bränsle. Dessa utfördes vid laboratoriet i KC, där bränsle matades kontinuerligt. Parametrarna för inflödet av gas var vid samtliga kontinuerliga tester 1.2 g/min för ånga respektive 4 L/min för N₂ och 0.05 L/min för He. Temperaturen var 870 °C. I detta avsnitt förklaras metoden för kontinuerliga försök vid användning av kvartssand, ilmenit och bauxit som bäddmaterial. För bäddmaterialanalys se Appendix C.

4.1 Beräkning av bränsleinmatning

Vid varje kontinuerligt försök vägdes ett antal pellets individuellt. Detta för att kunna uppskatta både inflödet av bränsle och spridningen i vikt hos pelletsen. Metoden för bestämning av massflöde förbättrades dock under arbetets gång. Vid testerna med bauxit, kvartssand samt de med kombinerade bäddmaterial av kvartssand och ilmenit vägdes ett antal pellets individuellt och massan antogs vara normalfördelad. Resultatet användes för att beräkna medelvärdet, vilket sedan antogs motsvara inflödet av biomassa. Vid testet med endast ilmenit utfördes på liknande sätt individuella vägningar av pellets, men denna gång vägdes inflödet av massa exakt inför varje provtagning.

Efter testet med bauxit genomfördes även ytterligare analys av bränsleflödet, här med hjälp av IR-spektrometrin, se Figur 12. För att avgöra differensen mel-

lan det momentana inflödet av biomassa vid provtagningen och det uppmätta medelvärdet, jämfördes volymprocenten för de nyttiga, kolhaltiga gaskomponenterna vid tiden för provtagningen med medelvärdet under hela steady-state perioden. Vid avvikelse kunde inflödet justeras därefter.

4.2 Kombination av ilmenit och kvartssand

Initialt användes 500 g kvartssand som bäddmaterial. Träpellets matades manuellt under totalt 17 minuter, där en pellet kastades i reaktorn var 20:e sekund. Denna matningshastighet motsvarade ett massflöde på knappt 1.7 g/min. Gas- och tjärprover togs vid tidpunkterna 5, 9 respektive 13 minuter, där varje gasprov innehöll 300 ml gas samplat under totalt 3 minuter och 6 sekunder.

Efter testet med kvartssand adderades 500 g ilmenit ovanpå bädden i reaktorn. För att reducera ilmenit flödades en blandning av 4 L/min N_2 och 2 L/min syngas genom bädden under några minuter, innan matningen av bränsle startade. I övrigt utfördes testet som tidigare. Slutligen adderades ytterligare 500 g, totalt 1000 g ilmenit ovanpå kvartssanden för ytterligare ett kontinuerligt test.

För att ytterligare undersöka den katalytiska effekten hos ilmenit utfördes en laboration där bäddmaterialet var endast 500 g ilmenit. Här utfördes kontinuerliga tester med både pellets och träkulor. Reaktorn kopplades samman med en gasreningsanläggning för detektering av steady-state förhållanden i realtid. Innan tillförsel av bränsle flödades som tidigare en blandning av N_2 och syngas genom bädden för reducering. Bränslet matades kontinuerligt under ca 20 minuter och flödet av biomassa var ca 2.1 g/min för pellets respektive 2.2 g/min för träkulor. Denna gång vägdes biomassan exakt för de tidsintervall då gasproverna togs (denna gång 1 minut, 100 ml gas per tagning). Gas- och tjärproverna togs efter 9, 13 respektive 17 minuter.

4.3 Bauxit

Reaktorn fylldes med 500 g bauxit som bäddmaterial. När reaktorn nått önskad temperatur började inmatningen av träpellets. Pelletsen matades in en var 20:e sekund under ett 20 minuters intervall, vilket motsvarade en inmatning på 1.9 g/min. Gas- och tjärprover togs vid tidpunkterna 5, 7 och 9 minuter och varade under 1 minut med en provvolym på 100 ml.

4.4 Metod tjäranalys

Tjärprover togs med hjälp av en spruta innehållande filter bestående av amider och aktivt kol. Analysen utfördes därefter genom gaskromatografi med FID detektor. I ett kromatogram visades toppar med olika retentionstider och topparna utvärderades med ett externt standardprov genom kalibrering. Mjukvaran CompassCDS användes för identifiering av de olika tjärkomponenterna i kromatogrammen, samt dess respektive mängd. Denna data analyserades via kod implementerad i MATLAB, där ett beräkningsverktyg skapats för omvandling av rådata från kromatogrammen till tjärmängd i g/100ml prov. Slutligen beräknades den totala mängden producerad tjära och därmed kunde även kolutbytet beräknas.

5 Resultat

I detta avsnitt presenteras resultat i form av teoretiska beräkningar och mätdata. Analys av samtliga gasprover utfördes med gaskromatografi. Utifrån rådata från dessa analyser beräknades kolutbyte samt halter av respektive nyttig gaskomponent i produktflödet i enheten mmol per gram bränsle. I detta avsnitt presenteras även kontinuerliga analyser utförda med IR-spektrometer.

5.1 Teoretiska beräkningar

Resultatet av teoretiska beräkningar sammanställs i Tabell 1. För koks-förgasningen bedömdes Thiele-modulen vara stor och h_m var större än k_{rc} , se Appendix B.3, varpå Ekvation (9) användes. Beräkningarna utfördes för två olika storlekar på pellets, se Appendix B.1 för dimensioner.

Tabell 1: Resultat av teoretisk uppehållstidsberäkning.

	Liten (5 mm)	Stor (12 mm)
Torkning [s]	2.2	2.5
Pyrolys [s]	5.3	5.6
Koks-förgasning [s]	613	820

5.2 Tester med kombination av kvartssand och ilmenit vid steady-state

Resultaten från testerna med kombinerade bäddmaterial av ilmenit och kvartssand redovisas i Tabell 2. Här visas medelvärdet av tre tagna gasprover, samt

en standardavvikelse, $\sigma_{Kolutbyte}$, som visar på intern spridning. De framträdande gaskomponenterna i produktgasen redovisas i mmol/g bränsle. Intern spridning i erhållen gasmängd redovisas inte.

Tabell 2: Resultat från förgasarexperiment med kombinerade bäddmaterial. Tabellen visar kolutbyte samt flöden av nyttiga gaskomponenter.

Bäddmaterial	H ₂ [mmol/g _b]	CO [mmol/g _b]	CO ₂ [mmol/g _b]	CH ₄ [mmol/g _b]	Kolutbyte [%]	$\sigma_{Kolutbyte}$ [p.e.]
500 g Kwartssand 500 g Ilmenit	16.45	7.03	9.57	2.95	58.66	7.6
500 g Kwartssand 1000 g Ilmenit	13.78	6.13	9.81	2.58	55.14	6.2

5.3 Tester med enskilda bäddmaterial vid steady-state

Resultaten från testerna med bäddmaterialen kvartssand, ilmenit och bauxit sammanställs i Tabell 3. Då testet med ilmenit som bäddmaterial utfördes med två olika bränslen, träkulor respektive pellets, redovisas dessa separat i Tabell 3. Angivna värden för kolutbyte motsvarar medelvärdet av tre prover med samma driftparametrar, vid olika tidpunkter. Då dessa visade på en intern variation presenteras även standardavvikelse, $\sigma_{Kolutbyte}$ i procentenheter. Här redovisas inte intern spridning i erhållen produktgas.

Tabell 3: Resultat från förgasarexperiment med bäddmaterial av en komponent. Tabellen visar produktionen av nyttiga produktgaser i mmol per gram bränsle

Bäddmaterial	H ₂ [mmol/g _b]	CO [mmol/g _b]	CO ₂ [mmol/g _b]	CH ₄ [mmol/g _b]
Kwartssand	14.97	7.48	9.34	3.13
Ilmenit kulor	13.39	10.70	6.93	4.04
Ilmenit pellets	14.37	10.82	6.79	3.65
Bauxit	15.78	11.54	7.15	3.86

Tabell 4 visar fördelningen av tjäror för de olika bäddmaterialen. Där tjäror-na grupperats in i sex olika grupper; Bensen, 1-ringade aromater, Naftalen, 2-ringade aromater, 3- och 4-ringade aromater samt Fenoler och övriga heterocykler. I 1-ringade aromater ingår exempelvis toluen, p-xylen och styren, i 2-ringade aromater ingår bifenyyl och acenaftalyen, flouren m.fl. 3- och 4-ringade aromater inkluderar bland annat fenantren, antracen, fluorantren och pyren. I fenoler och

övriga heterocykler återfinns fenol, 2,3-bensofuran, o-/p-kresol samt dibensofuran. Tjärkomponenterna redovisas i mmol per gram bränsle. Resultatet bygger på medelvärden från de tre olika proverna, intern spridning redovisas inte.

Tabell 4: Analys över komponenter som ingår i den producerade mängd tjära för de olika bäddmaterialen.

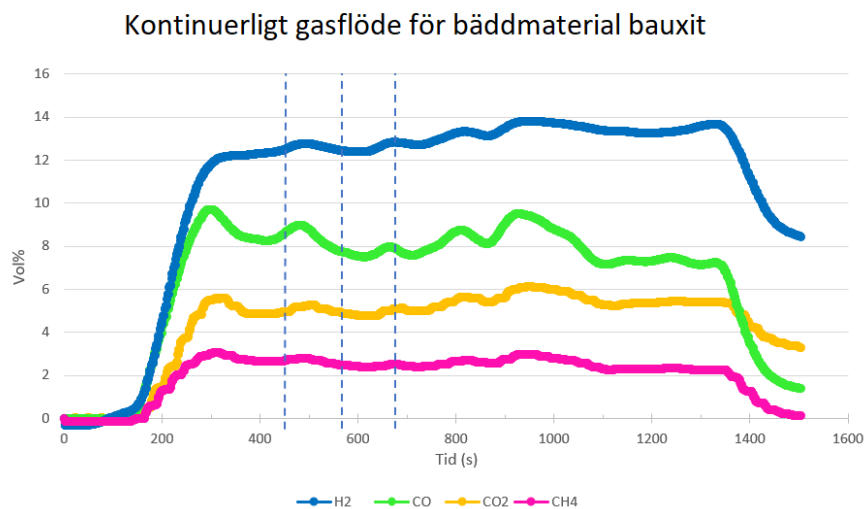
Bäddmaterial	Bensen [mmol/g _b]	1-ringade aromater [mmol/g _b]	Naftalen [mmol/g _b]	2-ringade aromater [mmol/g _b]	3- och 4- ringade aromater [mmol/g _b]	Fenoler och övriga heterocykler [mmol/g _b]
Kvartssand	0.159	0.032	0.025	0.008	0.008	0.002
Ilmenit kulor	0.197	0.067	0.035	0.016	0.016	0.005
Ilmenit pellets	0.207	0.060	0.038	0.018	0.020	0.009
Bauxit	0.201	0.064	0.037	0.018	0.021	0.010

I Tabell 5 redovisas medelvärdet av kolutbytet för de tre olika proverna och tillhörande spridning. Utbytet visas både enskilt för tjäror och produktgaser, samt totalt för hela processen.

Tabell 5: Kolutbyte för produktgaser och tjära samt det totala utbytet med tillhörande avvikelser.

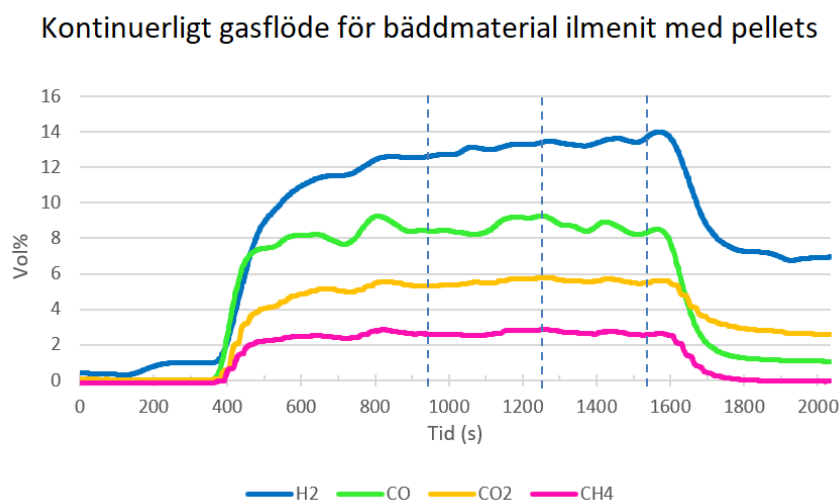
Bäddmaterial	Kolutbyte produktgaser [%]	$\sigma_{Kolutbyte}$ [p.e]	Kolutbyte tjära [%]	$\sigma_{Kolutbyte}$ [p.e]	Kolutbyte totalt [%]	$\sigma_{Kolutbyte}$ [p.e]
Kvartssand	60.07	2.6	4.6	0.9	64.6	3.2
Ilmenit kulor	66.03	1.1	6.9	0.5	72.8	1.0
Ilmenit pellets	64.80	2.7	7.1	1.1	71.9	3.5
Bauxit	68.84	7.4	7.3	1.6	75.9	8.8

IR-analysen av det kontinuerliga produktflödet vid testerna med bauxit visas i Figur 12. Här visualiseras kontinuerliga flöden av CH₄, CO, CO₂ och H₂ i volymprocent av produktgasflödet. Även tidpunkterna för provtagning har markerats med streckade linjer.



Figur 12: Graf som visar vol% för nyttiga produktgaser som funktion av tiden. Provtagning för GC analys påbörjades vid de streckade linjerna vid 5, 7 och 9 minuter. Författarens egna bild. CC-BY 2.0

Figur 13 visar på samma sätt IR-mätningen för testet med bäddmaterialet ilmenit och bränslet träpellets.



Figur 13: Graf som visar vol% för nyttiga produktgaser som funktion av tiden. Provtagning för GC analys påbörjades vid de streckade linjerna vid 9, 13 och 17 minuter. Författarens egna bild. CC-BY 2.0

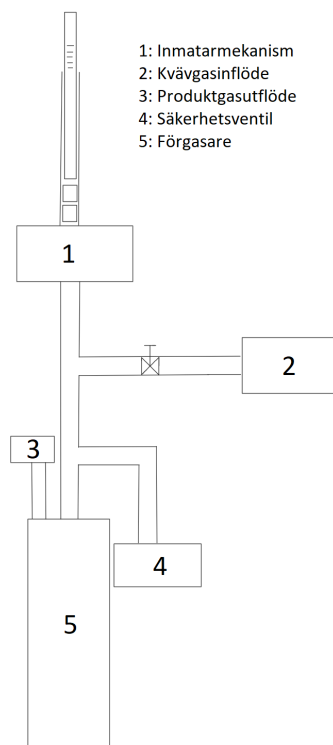
5.4 Tester med inmatare

För att kunna producera 2 L metan trycksatt till 70 bar under två timmar behöver viss mängd bränsle matas in under produktionstiden. Med de antaganden som redogörs för i Avsnitt 2.3.1 bestämdes massflödet till ca 1.9 g/min.

Medelvärde för inmatningen var 0.3 g pellet per rotation. Detta tillsammans med det beräknade teoretiska massflödet på 1.9 g/min ger att inmataren behöver rotera 6.33 varv/minut vilket motsvarar 0.66 rad/s. Givet vinkelhastigheten och vridmoment som bestämts till 10 Nm kunde effekten som krävs för motorn beräknas till 6.6 W.

5.5 Teoretiskt skiss för färdig inmatare

En konfiguration för hur hela inmataren skulle se ut visas i Figur 14.



Figur 14: Schematiskt bild på hur konfigurationen för den slutgiltiga inmataren kan se ut. Författarens egna bild. CC-BY 2.0

Som Figur 14 visar finns en ventil för kväveflödet för att kunna spola kväve över inmatningen när förgasaren körs. Kvävgasflödets funktion är dels att minska koncentrationen av luft runt pelletsen och dels att spola pelletsen ner i reaktorn. Dessutom finns en säkerhetsventil för att förhindra att ett övertryck byggs upp inuti reaktorn, ifall produktgasen ackumuleras. Ovanför inmatningsmekanismen sitter ett rör som är tänkt att användas som ett magasin för träpellets. Magasinet är öppet i toppen och en graderad tyngd vilar på pelletsen för att kunna avgöra hur mycket pellets som matats samt trycka ner pelletsen i inmatarmekanismen.

6 Diskussion

I följande avsnitt diskuteras de erhållna resultaten, dess trovärdighet och relevans. Även metoder och felkällor kommer att utvärderas och diskuteras.

6.1 Inmatarsystem

För att säkerställa funktionen hos inmataren bör den torrtestas och en riskbedömning genomföras då den är färdigställd. Det bör även kontrolleras hur mycket luft som följer med pelletsen vid varje rotation. Vidare behöver processlogik för inmataren ses över, i syfte att effektivisera inmatningen efter tillståndet i förgasaren.

Resultatet för beräknad motoreffekt är baserat på en rad antaganden, exempelvis gällande kolutbyte och bränsleflöde, se Avsnitt 2.3.1. Vidare har ingen hänsyn tagits till verkningsgrad för motor eller eventuell växellåda, vilket medför att den verkliga effekten kan komma att avvika från den teoretiska. Den beräknade effekten är också momentan och krävs endast under den del av rotationen när en pellet klipps av. Vid resterande del av rotationen erfordras en lägre effekt.

Inmatarmekanismen skapar en del finfördelat spån när den klipper varje pellet. Detta kan skapa problem ifall spånet inte når bädden i förgasaren och istället flyger ut med produktgasflödet. För att utvärdera ifall detta är ett problem bör terminalhastigheten för spånet beräknas och jämföras med flödes hastigheten i förgasaren.

6.2 Förgasartester

I detta avsnitt diskuteras resultatet från de kontinuerliga testerna som utfördes i förgasaren samt möjliga felkällor och åtgärder inför framtida experiment.

6.2.1 Kolutbyte

Vid analys av det totala kolutbytet, redovisat i Tabell 5, kan det konstateras att en viss andel kol i inflödet inte detekterats varken i utflödet av produktgas eller i form av tjära. Det maximala kolutbytet uppnåddes vid försöket med bauxit, där utbytet var 75.9 % i medeltal och variansen 8.8 procentenheter. Detta indikerar att minst 24 % av kolet i bränsleinflödet saknas i analysen av utflödet. En eventuell förklaring till att inte allt kol detekterats i utflödet är att en viss mängd bränsle stannat kvar i bädden även efter försöket avslutats. Att en viss mängd kol blivit kvar i bädden går i linje med den beräknade tiden för koks-förgasningen, då denna nästintill sträcker sig över tiden för ett helt försök. Dessutom gjordes beräkningarna av förgasningstiden med antaganden om ideala förhållanden, och det är troligt att den verkliga tiden för koks-förgasning är längre än den teoretiska. I Figur 12 och 13 är halten CO_2 konstant under steady-state perioden. Vid längre körningar med kontinuerlig inmatning förväntas koks-förgasning ske. En ökande halt CO_2 kan förväntas följa av pågående koks-förgasning. Då detta inte är fallet är det troligt att koks-förgasningen skett i mycket låg utsträckning under förgasartesterna. En annan möjlighet är att pelleten på vägen ner i reaktorn kommit i kontakt med syre och påbörjat förbränning.

Resultatet i Tabell 5 visar att både ilmenit och bauxit som bäddmaterial gav ett högre totalt kolutbyte i jämförelse med kvartssand. Tabell 5 visar också på att bauxit är det bäddmaterial som gav det högsta kolutbytet för produktgaser, 68.84 %. Vid jämförelse med kolutbytet på 55-60 % i anläggningen GoBiGas, se Avsnitt 1.1, kan detta resultat anses vara relativt högt. Däremot gav bauxit också den största spridningen, $\sigma_{Kolutbyte}$, bland testerna med enskilda bäddmaterial. Till skillnad från testerna med ilmenit mättes inte det exakta massflödet under testet med bauxit. Dessa massflöden är därför baserade på uppmätta medelvärden och antaganden om att massa hos pelletsen är normalfördelad. Osäkerheten i massa kan ha varit en bidragande faktor till den stora spridningen.

Slutligen är samtliga resultat baserade på tidsmedelvärden under ett enda kontinuerligt försök. För att styrka dessa resultat samt kunna minimera den interna spridningen krävs ytterligare liknande försök. Många förbättringar av metoden för förgasartester har gjorts under arbetets gång, men den har ännu inte kunnat visa på tillförlitlighet och reproducerbarhet. Detta bör därför undersökas vidare i framtida projekt.

6.2.2 Kombinerade bäddmaterial

Resultatet från testerna med kombinerade bäddmaterial av sand och ilmenit visar på både ett relativt lågt kolutbyte och stor intern spridning för samtliga tester, se Tabell 2. Både kolutbytet och flödet av CO och CH₄ minskade, vid jämförelse med resultaten i Tabell 3, med ökande mängd bäddmaterial. Att kolutbytet för blandade bäddmaterial är lägre än för övriga tester kan delvis bero på den ökade mängden bäddmaterial och påföljande förändring av fluidiseringsegenskaperna i bädden, då omblandningen i bädden beror av rådande fluidiseringsregim. Eventuell minskad kontaktyta kan också ha uppstått och gett ökad spridning i resultatet, då den momentana omblandningen i bädden kan se olika ut. Detta innebär att pelletsen troligtvis kommit i kontakt med katalysatorn i varierande utsträckning.

6.2.3 Enskilda bäddmaterial och produktgasflöden

Vid analys av beräknade produktgasflöden visar Tabell 3 en viss skillnad mellan kvartssand och övriga bäddmaterial. Flödet av CO ökade med 40-53 % vid användning av katalysator. Flödet av CO₂ minskade med 24-27 % medan flödet av CH₄ ökade med 17-29 % vid användning av katalytiska bäddmaterial. Gällande flödet av H₂ minskade detta marginellt för ilmenit, medan det ökade för bauxit. Enligt teori i Avsnitt 2.6.4 kan bauxit ge ett ökat förhållande mellan H₂ och CO, men resultaten påvisar snarare ett minskat förhållande däremellan. Detta gäller för såväl bauxit som ilmenit, i jämförelse med kvartssand. Det minskade förhållandet mellan H₂ och CO kan vid testet med bauxit bero på att det under försöken tillförts vattenånga vilket enligt teorin kan minska den katalytiska aktiviteten hos bauxit.

Vid ångreformerings av tjära kan tjärkomponenter brytas ner till bland annat CO och H₂, se Avsnitt 2.5. En hypotes var därför att båda dessa flöden skulle öka i samband med ett ökat kolutbyte. I enlighet med hypotesen ökade flödet av CO, både för ilmenit och bauxit. Däremot skedde ingen markant ökning av H₂ i produktgasflödet, trots ett ökat kolutbyte. En orsak till ett minskat flöde av H₂ skulle kunna vara att reduktion av ilmenit skett simultant under processen. Detta stämmer överens med teorin i Avsnitt 2.6.3 om att järn reduceras vid ångreformerings av tjära. I och med att inga tester gjordes på icke-aktiverat ilmenit, kan resultaten inte användas för att avgöra huruvida aktiveringen av bädden var lyckad. I Reaktion R3 ingår H₂ som reaktant, vilket i och med den ökade mängden CH₄ också kan ha bidragit till en minskad nettoproduktion av H₂.

Figur 12 och 13 visar grafer från IR-spektrometri. Det är tydligt att volymprocenten för varje gaskomponent efter en viss insvängningstid nådde en relativt konstant nivå, vilket tyder på att de båda testerna uppnådde ett förlopp nära steady-state. Detta skulle även kunna indikera att de andra bäddmaterialens experiment skulle kunna ha uppnått liknande förhållanden. Det kan även konstateras att CO i de båda graferna är den gas som har störst fluktuation. Figurerna visar även på en del momentana fluktuationer, dessa beror troligtvis på torknings- och pyrolystiden eftersom de är korta. I de båda figurerna visas att H₂ successivt ökar med tiden. Enligt Reaktion R4 bildas bland annat H₂. Detta skulle kunna vara en förklaring till att andelen H₂ ökar.

6.2.4 Tjärer

Resultatet av tjäranalyserna visas i Tabell 4, där den erhållna mängden av samtliga tjärkomponenter var lägst vid försöken med kvartssand. Resultatet motsäger hypotesen om att både ilmenit och bauxit skulle fungera som katalysatorer för tjärnedbrytning. Det motsäger även teorin kring bäddmaterialens katalytiska effekt, se Avsnitt 2.6. Att resultaten för kvartssand inte är rimliga medför att de inte kan jämföras med tjärorna från testerna med ilmenit och bauxit. Potentiella orsaker till de orimliga resultaten är dels att en större provvolym på 300 ml togs för kvartssand jämfört med 100 ml för ilmenit och bauxit, dels att provtagnings-tiden var längre (3 minuter). Detta kan ha varit ett problem då utrustningen för tjärprovtagning innehåller filter bestående av aktivt kol och amider, vilka kan vara känsliga för höga temperaturer. Då provtagningen skett under en längre tid och en större provvolym tagits har filtren utsatts för värme under en längre tid. Detta kan i sin tur ha orsakat minskad förmåga att binda till sig tjärer. Därmed kan det verkliga utbytet av tjärer vara högre än det uppmätta.

Vid jämförelse av mängden tjärkomponenter för testerna med ilmenit och bauxit kan inte några större skillnader upptäckas. Enligt teori i Avsnitt 2.6.4 har bauxit visats ha en hög förmåga att bryta ned naftalen. Mängden producerad naftalen skiljer dock inte mellan bauxit och ilmenit i Tabell 4. Dessutom är förhållandet mellan stora och små tjärkomponenter relativt lika för de olika bäddmaterialen. Att förhållandet är lika indikerar att inget av de katalytiska bäddmaterialen skulle ha en mer framträdande förmåga att bryta ner stora tjärkomponenter till små.

Vidare visade tjäranalyserna från gaskromatogrammen på en hel del okända komponenter, dock i låg koncentration. Dessa har, baserat på elueringstid, grupperats till lämplig storlekkategori i Tabell 4, då det inte var möjligt att avgöra vilken molekyler som detekterats. Enligt teori i Avsnitt 2.7 sorteras komponenter-

na i ett kromatogram efter ökande elueringstid, vilket ofta överensstämmer med ökande molmassa för likartade molekyler. Detta antagande anses därför ha försumbar inverkan på resultatet.

7 Slutsats

Konstruktionen av inmataren till pilotanläggningen i KC är i ett tidigt skede och många bitar krävs för att den ska bli färdigställd. Det finns potential för inmataren att förbättra pilotanläggningen. En väl fungerande inmatare kan lösa den stående problematiken kring osäkerheten i bränsleinmatning till förgasaren. Vidare skulle den kunna hjälpa att precisera förgasningstiden då varje pellet blir mer uniform efter avklippning. Dock kvarstår frågan om spånet som bildas vid avklippning kan bli ett problem. Detta bör utvärderas som nästa steg i processen för färdigställandet av inmataren.

Under projektets gång har kontinuerliga förgasartester genomförts med bäddmaterialen kvartssand, ilmenit och bauxit. Syftet med försöken var att utvärdera bäddmaterialens katalytiska förmåga vid nedbrytning av tjära, samt undersöka ifall detta kan öka utbytet av nyttiga produktgaser. Resultaten visar att bäddmaterialen ilmenit och bauxit har förmågan att öka utbytet av kol i produktgaserna. Både ilmenit och bauxit gav ökade produktflöden av samtliga nyttiga kolinnehållande gaser. Däremot ökade inte produktionen av vätgas.

Det totala kolutbytet visar att ca 24-35 % av kolet i inflödet inte kunde detekteras i varken produktgasflödet eller i form av tjäror. Flertalet felkällor har diskuterats, däribland avsaknad av koks-förgasning vid experimenten vilket tros vara en av de större bidragande faktorerna. Troligtvis hade koks-förgasning skett om experimenten utförts under en längre tidsperiod. Längre experiment skulle även kunna öka aktiviteten hos bäddmaterialen.

Huruvida bauxit och ilmenit kan utföra katalys av reaktioner för tjärdekomposition framgår inte av resultaten. Gällande tjärproduktionen visar resultatet att bauxit och ilmenit är likvärdiga. Däremot var kvartssand det bäddmaterial som gav den totalt lägsta produktionen av tjära. Då samtlig litteratur pekar på att kvartssand är ett material utan katalytisk effekt är detta resultat missvisande. Därför bör upprepade experiment för samtliga bäddmaterial utföras.

Referenser

- [1] Statistiska myndigheten SCB. *Utsläpp av växthusgaser i Sverige*. 2019. URL: <https://www.scb.se/hitta-statistik/sverige-i-siffror/miljo/utslapp-av-vaxthusgaser-i-sverigeut/>.
- [2] Näringsdepartementet. *Fossiloberoende fordonsflotta – ett steg på vägen mot nettonollutsläpp av växthusgaser*. Tekn. rapport. 2012. URL: <https://www.regeringen.se/49bba8/contentassets/1a31cd2fbd3f4352b71bba3afee91f63/fossiloberoende-fordonsflotta---ett-steg-pa-vagen-mot-nettonollutslapp-av-vaxthusgaser-dir.-201278>.
- [3] Boberg Pelle. *Kolets kretslopp rubbas - Naturvårdsverket*. Okt. 2019. URL: <https://www.naturvardsverket.se/Sa-mar-miljon/Klimat-och-luft/Klimat/Darfor-blir-det-varmare/Kolets-kretslopp-rubbas/>.
- [4] Jakkapong Udomsirichakorn m. fl. "Effect of CaO on tar reforming to hydrogen-enriched gas with in-process CO₂ capture in a bubbling fluidized bed biomass steam gasifier". I: *International Journal of Hydrogen Energy* 38.34 (nov. 2013), s. 14495–14504. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2013.09.055.
- [5] IEA. *Biofuel and fossil-based transport fuel production cost comparison, 2017 – Charts – Data & Statistics - IEA*. 2020. URL: <https://www.iea.org/data-and-statistics/charts/biofuel-and-fossil-based-transport-fuel-production-cost-comparison-2017>.
- [6] Cecilia Hammarlund m. fl. *Bränsle för ett bättre klimat-marknad och politik för biobränslen*. Tekn. rapport. Lund: AgriFood Economics Centre, 2010. URL: https://www.agrifood.se/Files/AgriFood_Rapport_20105.pdf.
- [7] Göteborg Energi. *Anläggningen Gobigas*. 2020. URL: <https://www.goteborgenergi.se/om-oss/vad-vi-gor/forskning-utveckling/gobigas>.
- [8] Seemann Martin. "Kandidatprojekt: Katalytisk optimering Produktion-biobränsle EcoMarathon". Diss. Gothenburg, Sweden: Chalmers University of Technology, 2019, s. 1. URL: https://www.chalmers.se/SiteCollectionDocuments/SEE/Kandidatarbeten/SEEX15-20-6_Katalytisk_optimering_Produktion_biobransle_EcoMarathon.pdf.
- [9] Anton Larsson, Ingemar Gunnarsson och Freddy Tengberg. "The GoBiGas Project". I: (2018), s. 52.
- [10] Chalmers Tekniska Högskola. *Chalmers ecosmarter*. 2020. URL: <https://chalmerssecosmarter.net/>.
- [11] Shell global. *Shell Eco Marathon*. URL: <https://www.shell.com/make-the-future/shell-ecomarathon.html>.
- [12] Luca Di Felice m. fl. "Catalytic biomass gasification: Simultaneous hydrocarbons steam reforming and CO₂ capture in a fluidised bed reactor".

- I: *Chemical Engineering Journal* 154.1-3 (nov. 2009), s. 375–383. ISSN: 13858947. DOI: 10.1016/j.cej.2009.04.054.
- [13] Åsa Eliasson m. fl. “Optimering av förgasare i syfte att producera biometan Produktion av biometan för Chalmers EcoMarathon Kandidatarbete inom Rymd-, Geo-och miljövetenskap”. Diss. Chalmers Tekniska Högskola, 2018. URL: <https://hdl.handle.net/20.500.12380/255938>.
 - [14] Martin Andersson m. fl. “Förgasning av träråvara för biometanproduktion”. Diss. Göteborg: Chalmers Tekniska Högskola, 2017. URL: <https://hdl.handle.net/20.500.12380/256094>.
 - [15] Fredrik Normann. *Version för: Energiteknik – ENM160 – 2019*. Utg. av Fredrik Normann. Chalmers Tekniska Högskola, 2019.
 - [16] Feng Yan m. fl. “Hydrogen-rich gas production by steam gasification of char from biomass fast pyrolysis in a fixed-bed reactor: Influence of temperature and steam on hydrogen yield and syngas composition”. I: *Biore-source Technology* 101.14 (juli 2010), s. 5633–5637. ISSN: 09608524. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.02.025.
 - [17] S. (Simeon) Oka och E. J. Anthony. *Fluidized bed combustion*. M. Dekker, 2004, s. 590. ISBN: 0824746996.
 - [18] Efstathios Michaelides, Clayton T. Crowe och John D. Schwarzkopf. *Multiphase Flow Handbook*. Utg. av Efstathios Michaelides, Clayton T. Crowe och John D. Schwarzkopf. Second. Boca Raton: CRC Press, 2016, s. 957–963. ISBN: 9781315371924. DOI: <https://doi.org/10.1201/9781315371924>.
 - [19] Efstathios Michaelides, Clayton T. Crowe och John D. Schwarzkopf. *Multiphase Flow Handbook*. Utg. av Efstathios Michaelides, Clayton T. Crowe och John D. Schwarzkopf. Second. Boca Raton, 2016, s. 1029. ISBN: 9781315371924. DOI: 10.1201/9781315371924.
 - [20] Wolfgang Klose och Michael Wölki. “On the intrinsic reaction rate of biomass char gasification with carbon dioxide and steam”. I: *Fuel* 84.7-8 (maj 2005), s. 885–892. ISSN: 00162361. DOI: 10.1016/j.fuel.2004.11.016.
 - [21] Henrik Thunman. “Combustion of Solid Fuels”. I: *Combustion Engineering*. Gothenburg, Sweden: Chalmers Tekniska Högskola, 2016, s. 1–24.
 - [22] Foster G. David Welty R. James Rorrer L. Gregory. *Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer*. 6. utg. John Wiley & Sons Inc, 2014, s. 672. ISBN: 9781118808870.
 - [23] Wendi Guo m. fl. “Determination of effective thermal conductivity and specific heat capacity of wood pellets”. I: *Fuel* 103 (2013), s. 347–355. ISSN: 00162361. DOI: 10.1016/j.fuel.2012.08.037. URL: <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2012.08.037>.
 - [24] Carolina Font Palma. “Modelling of tar formation and evolution for biomass gasification: A review”. I: *Applied Energy* 111 (2013), s. 129–141.

- ISSN: 03062619. DOI: 10.1016/j.apenergy.2013.04.082. URL: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.04.082>.
- [25] A. Saroğlu. “Tar removal on dolomite and steam reforming catalyst: Benzene, toluene and xylene reforming”. I: *International Journal of Hydrogen Energy* 37.10 (2012), s. 8133–8142. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2012.02.045.
 - [26] Fredrik Lind, Martin Seemann och Henrik Thunman. “Continuous catalytic tar reforming of biomass derived raw gas with simultaneous catalyst regeneration”. I: *Industrial and Engineering Chemistry Research* 50.20 (2011), s. 11553–11562. ISSN: 08885885. DOI: 10.1021/ie200645s.
 - [27] Zhenhua Min m.fl. “Catalytic reforming of tar during gasification. Part I. Steam reforming of biomass tar using ilmenite as a catalyst”. I: *Fuel* 90.5 (maj 2011), s. 1847–1854. ISSN: 00162361. DOI: 10.1016/j.fuel.2010.12.039.
 - [28] Jelena Marinkovic. “Choice of bed material : a critical parameter in the optimization of dual fluidized bed systems”. Diss. Chalmers University of Technology, 2016. ISBN: 9789175973142.
 - [29] Svenska Gjuteriföreningen. *Olivinsand*. 2020. URL: <http://www.gjuterihandboken.se/handboken/9-form-och-kaernmaterial-foer-engaangsformar/91-sander-foer-formar-och-kaernor/913-olivinsand>.
 - [30] Martin Knutsson, Martin Seemann och Jelena Marinkovic. *Choice of suitable additives and design of activation procedure for olivine*. Tekn. rapport. Gothenburg, Sweden: Energiforsk AB, 2017.
 - [31] Huong N.T. Nguyen, Nicolas Berguerand och Henrik Thunman. “Applicability of a kinetic model for catalytic conversion of tar and light hydrocarbons using process-activated ilmenite”. I: *Fuel* 231.November 2017 (2018), s. 8–17. ISSN: 00162361. DOI: 10.1016/j.fuel.2018.05.044. URL: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.05.044>.
 - [32] Long Cheng m.fl. “Tar elimination from biomass gasification syngas with bauxite residue derived catalysts and gasification char”. I: *Applied Energy* 258.June 2019 (2020), s. 114088. ISSN: 03062619. DOI: 10.1016/j.apenergy.2019.114088. URL: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114088>.
 - [33] D. F. Wang och Z. H. Zhang. “Higher plants as bioindicators of metal contamination from Shangdong abandoned karst bauxite, southwestern China”. I: *Plant Biology* 22.2 (2020), s. 323–330. ISSN: 14388677. DOI: 10.1111/plb.13062.
 - [34] Teresa Berdugo Vilvhes m.fl. “Comparing Active Bed Materials in a Dual Fluidized Bed Biomass Gasifier: Olivine, Bauxite, Quartz-Sand, and Ilmenite”. I: *Energy and Fuels* 30.6 (2016), s. 4848–4857. ISSN: 15205029. DOI:

- 10.1021/acs.energyfuels.6b00327. URL: <https://pubs.acs.org/sharingguidelines>.
- [35] Daniel C Harris. “Introduction to Analytical Separations”. I: *Quantitative Chemical Analysis*. 7th. New York: W.H Freeman och Company, 2007. Kap. 23, s. 501–527. ISBN: 0-7167-7041-5.
- [36] Offinopt. *Gas Chromatography*. 2015. URL: https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Gas_chromatograph-vector.svg.
- [37] Daniel C Harris. “Gas Chromatography”. I: *Quantitative Chemical Analysis*. 7th. New York: W.H Freeman och Company, 2007. Kap. 24, s. 528–555. ISBN: 0-7167-7041-5.

Appendix

A Inledande satsvisa försök

Tidigt i processen gjordes försök för att upprätta bekantskap med den öppna förgasaren i KC. Inmatningen med biomassa utfördes satsvis om ca 1 gram (6 st tråkulor) åt gången. Samtidigt som dessa kulor hölls i från toppen av reaktorn togs gasprover ca 25 cm ovanför bädden. Prover för analys av både tjäror och produktgas togs. Varje test pågick under 2 minuter och det gjordes tre tester för varje testpunkt. Produktgasen analyserades med gaskromatografi och utifrån de resultaten kunde kolutbytet uppskattas, se Tabell A.1.

Tabell A.1: Kolutbyte för de inledande experimenten med Olivin samt Kvartssand för 810 och 870 °C.

Kolutbyte Olivin (%)	78.8	57.8	194.5
Kolutbyte Kvartssand (%)	73.9	64.0	53.3

(a) Kolutbyte, 810 °C

Kolutbyte Olivin (%)	94.00	64.96	79.35
Kolutbyte Kvartssand (%)	74.67	92.42	59.89

(b) Kolutbyte, 870 °C

I Tabell A.1 visas det att kolutbytet hade mycket stor spridning, vilket tyder på att metoden som användes bör omarbetas då försöken inte var reproducerbara. Dessutom sträckte sig kolutbytet vid ett försök över 100 % utan att producerad tjära tagits hänsyn till.

En del felkällor konstaterades, bland annat att det drogs för mycket gas till produktgasproverna. Detta kan ha skapat en momentan ojämnhet i flödet, vilket gjorde att luft sögs in från förgasarens topp. Detta påverkade i sin tur normeringen av gassammansättningen som gjordes med hjälp av helium.

Vidare varierade volymen på produktgasproverna mellan testerna, vilket kan ha varit en bidragande faktor till den stora spridningen i resultaten. Ytterligare en felkälla är den varierande samplingstiden för produktgasproverna.

B Beräkningar

I detta appendix presenteras de olika beräkningar för bland annat förgasningstid, dimensionslösa tal samt teoretiskt åtgångs tid för koks-förgasning.

B.1 Beräkning av förgasningstid

För att beräkna den konvektiva värmeöverföringskoefficienten, h_c , beräknades Nusselts dimensionslösa tal enligt korrelationer för en sfärisk partikel från Welty R. James och Rorrer L. Gregory [22] enligt Ekvation (B1)

$$Nu_d = \frac{dh_c}{k} = 2 + \left[0.4Re_d^{1/2} + 0.06Re_d^{2/3} \right] Pr^{0.4} \left(\frac{\mu_\infty}{\mu_s} \right)^{1/4} \quad (B1)$$

där d är partikelns diameter och k dess värmekonduktivitet [23]. μ_∞ och μ_s är viskositeten för fluiden (i detta fall en gasblandning av kvävgas och vattenånga) i bulkflödet respektive på partikelns yta. Pr är Prandtls tal för fluiden vid bulktemperaturen, här 1143 K. Samtliga fluidegenskaper antogs motsvara dem för 60 % ånga och 40 % kvävgas. Reynolds tal, Re_d , beräknades med hjälp av partikelns diameter, bulkhastigheten, v_∞ , i reaktorn och fluidens kinematiska viskositet, ν enligt Ekvation (B2)

$$Re_d = \frac{dv_\infty}{\nu} \quad (B2)$$

även här togs de viktade parametrarna för fluidegenskaper vid bulktemperaturen, 1143 K. Torknings- och förgasningstiden beräknades med Ekvation (1) för två olika storlekar på pellets, se Tabell B.1

	Liten	Stor
d (mm)	8.2	8.2
l (mm)	5.0	12.0
d_{ekv} (mm)	8.0	10.7
m_m (g)	0.027	0.054
m_{df} (g)	0.273	0.546

Tabell B.1: Parametrar använda vid beräkning av torkningstid för två olika pelletstorlekar

Här antogs fukthalten i pelletsen vara ca 9 %, baserat på bland annat tidigare kandidatgruppers mätningar [14, 13]. Pelletens totala massa fås genom addition

av m_m och m_{df} . Tiden för torkning beräknades till totalt 2.20 s för små pellets och 2.49 s för stora pellets.

B.2 Dahmköhlens tal

För att kunna avgöra om pyrolystiden regleras av reaktionshastigheten eller hastigheten för värmetransport behöver Damköhlens tal beräknas, se Ekvation (B3) [21]

$$\frac{1}{Da} = \frac{Ah_{c,eff}}{V \rho_{df} c_{p,df} k_{rv,0} \exp\left(\frac{-E}{RT_0}\right)} \quad (B3)$$

Om Damköhlerstal är mindre än 1 är pyrolystiden begränsad av reaktionshastigheten. Om Damköhlerstal istället är större än 1, vilket det beräknades vara för detta projekt, är pyrolystiden begränsad av hastigheten för värmetransport.

B.3 Beräkning av tid för koks-förgasning

För att beräkna värdet på Thiele-modulen gjordes ett antal antaganden. Som nämnts i Avsnitt 2.4.3 approximerades de cylindriska pelletsen till sfärer med samma volym. Radie och diameter för stora respektive små pellets beräknades till ekvivalent diameter på bränslepartikeln, se Tabell B.1. Porositeten ϵ för koks antogs vara 0.6, vilket hämtades från tidigare analys av biomassa i *Combustion Engineering* [21]. Den binära diffusionskoefficienten, D_{AB} antogs motsvara den molekylära diffusionskoefficienten för N_2 i H_2O för Reaktion R1 och CO_2 i H_2O för Reaktion R2, hämtat ur Appendix B.15 i *Combustion Engineering* [21]. Vidare beräknades den ingående parametern i Thiele-modulen, R_{C,O_2} med Ekvation (B4):

$$R_{C,O_2} = A_{int} k_{rC} \quad (B4)$$

där A_{int} förhållandet mellan area och volym för bränslepartikeln, i detta fall $18 \cdot 10^6 \text{ m}^2/\text{m}^3$. k_{rC} är reaktionskonstanten som är beroende av aktiveringsenergin för en reaktion [21]. k_{rC} för Reaktion R1 och R2 beräknades i sin tur med Ekvation (B5):

$$k_{rC} = k_{rC,0} \exp\left(-\frac{E}{\Re T}\right) \quad (B5)$$

där $k_{rC,0}$ beräknades med globala kinetikparametrar som hämtades från tabell 9.3 i [21]. Vidare beräknades $D_{AB,eff}$ för både Reaktion R1 och R2 med Ekvation (B6):

$$D_{AB,eff} = \epsilon_{por}^2 D_{AB} \quad (B6)$$

Slutligen beräknades värdena på Thiele-modulen med Ekvation (6). I Tabell B.2 visas de framräknade värdena för både stor och liten diameter i respektive reaktion.

Tabell B.2: Beräknade värden på Thiele-modulen för reaktion R1 och R2

	Reaktion R1	Reaktion R2
Th (Liten)	401.5	109.0
Th (Stor)	537.6	145.9

Som visades i Tabell B.2 erhöles höga värden på Thiele-modulen för båda reaktionerna, vilket innebär att koks-förgasningen i detta projekt kan approximeras som antingen *Shrinking core/sphere regime* eller *Shrinking sphere restricted by mass transfer*. För att hitta en lämplig ekvation för modellerna undersöktes förhållandet mellan reaktionskonstanten, k_{rC} och massöverföringskoefficienten, h_m . h_m beräknas i sin tur med Sherwoods tal, Sh . Sherwoods tal definieras:

$$Sh = \frac{h_m d}{D_{AB}} \quad (B7)$$

där Sh är 2 för en sfärisk partikel och d är partikelns diameter [21]. I Tabell B.3 visas k_{rC} och h_m för både stora och små bränslepartiklar i respektive reaktion.

Tabell B.3: Beräknade värden på reaktionskonstanten och massöverföringskoefficienten för reaktion R1 och R2

	Reaktion R1	Reaktion R2
$k_{rC} [s^{-1}]$	0.0514	0.003
h_m (Liten) [m/s]	0.0473	0.0375
h_m (Stor) [m/s]	0.0634	0.0502

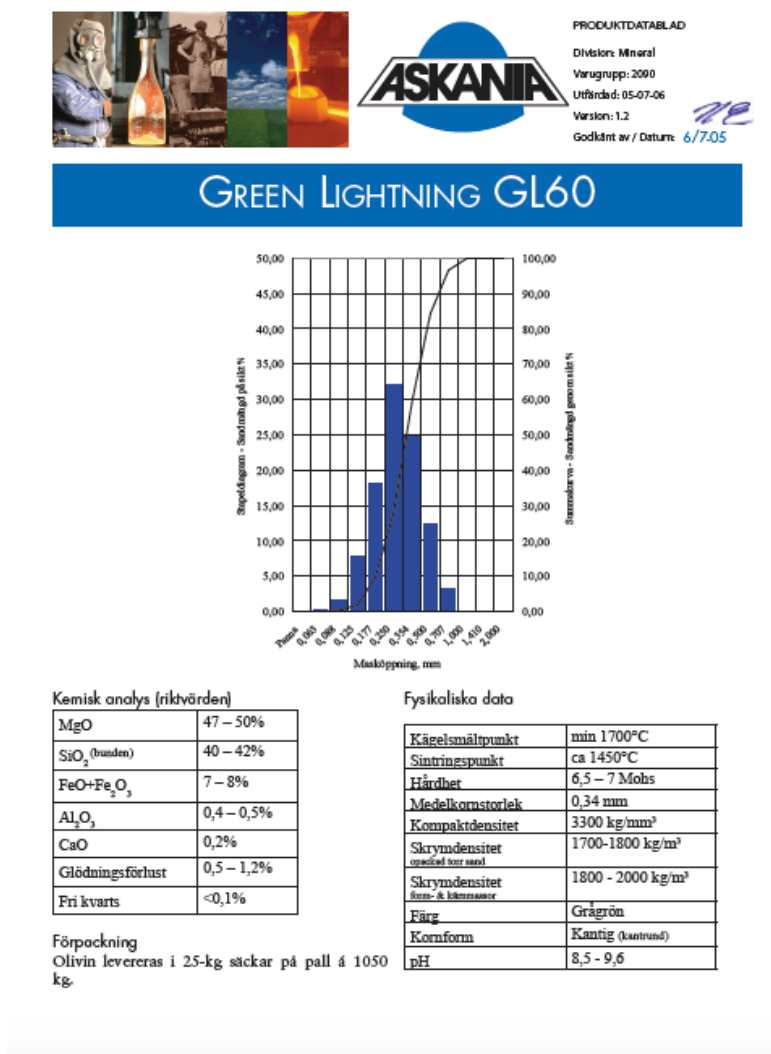
Som visades i Tabell B.3 var h_m större än k_{rC} för Reaktion R2. För Reaktion R1 var däremot h_m och k_{rC} i samma storleksordning. I enlighet med teori i Avsnitt 2.4.3 kan därmed Ekvation (9) användas för att beräkna tiden för koks-förgasning. Resultatet visas i Tabell B.4

Tabell B.4: Den teoretiska tiden för koks-förgasning i reaktion R1 och R2

	Reaktion R1	Reaktion R2
t_s (Liten) [s]	613	47616
t_s (Stor) [s]	820	63750

C Bäddmaterialanalys olivin, ilmenit och bauxit

Nedan visas bäddmaterialanalys från respektive tillverkare för olivin, ilmenit och bauxit.



Figur C.1: Materialanalys för olivin.

TECHNICAL DATA

Cruzor
Ilmenite

FEATURES

PINKENBA, QUEENSLAND

Sibelco's Cruzor Ilmenite is produced at our CRL Processing Plant at Pinkenba, in Queensland.

Cruzor Ilmenite is tested and controlled to rigorous standards which ensure consistent chemical and physical properties resulting in predictable and repeatable performance. Sibelco Australia actively manages a Quality Management System certified to ISO9001:2008.

Cruzor Ilmenite typically finds use as feedstock for pigment manufacture, via both the sulphate route and the reduced ilmenite processes. It is also used in foundry applications and as a blasting abrasive. The following properties may help you to determine the suitability of this product to your application.

Pinkenba Cruzor Ilmenite (03/12)

CHEMICAL ANALYSIS

These Do Not Represent A Specification

Percent by Weight		Guaranteed	Typical
		In-house	
Titanium Dioxide	(TiO ₂)	49.0min	50.0-51.0
Iron	(Fe)	32.0min	33.5-35.0
Alumina	(Al ₂ O ₃)	0.70 max	0.35-0.50
Chromium Oxide	(Cr ₂ O ₃)	0.40 max	0.20-0.30
Calcium Oxide	(CaO)		0.01-0.03
Iron II Oxide	(FeO)		29.0-33.0
Iron III Oxide	(Fe ₂ O ₃)		12.0-17.0
Magnesium Oxide	(MgO)		0.85-1.00
Manganese Dioxide	(MnO ₂)		1.1-1.30
Niobium Oxide	(Nb ₂ O ₅)		0.04-0.06
Silicon Dioxide	(SiO ₂)		0.20-0.40
Vanadium Oxide	(V ₂ O ₅)		0.17-0.23
Zirconium Dioxide	(ZrO ₂)		0.09-0.15
U + Th		ppm	<25
Specific Activity	Bq/gm		<1
Moisture			0.05-0.15

PARTICLE SIZE ANALYSIS

These Do Not Represent A Specification

	Mosh		Range
	mm	BS	
Typical Mean	0.180	85	5-20
% Retained on	0.150	100	10-25
Individual	0.125	120	10-25
Sieves	0.106	140	15-30
	0.090	170	10-25
	0.075	200	5-15
Passing	0.075	200	0-5
AFS			95-115
D50 (µm)			123
Specific Gravity		U/L 2.10	4.2-4.3
Bulk Density	g/cm ³	U/L 2.10(g)	2.4-2.7
Angle of Repose			30°

ORDERING INFORMATION

Shipping Point: Pinkenba (Brisbane Port), Queensland, Australia
 Availability: Bulk Bags / Bulk
 For Product Information and Customer Service: www.sibelco.com.au/crl

DISCLAIMER: This Technical Information Sheet is provided for general information purposes only. Ranges and values of trial sample testing or on a Technical Information Sheet are typical or expected ranges and are not guaranteed ranges. Sibelco Australia makes no warranties express or implied, including as to suitability, fitness for purpose or merchantability and, to the extent permitted by law, accepts no liability for loss or damage arising out of use or reliance on this information.

HAZARD WARNING: Avoid creating dust when handling, using or storing the product. Use only with adequate ventilation to keep exposure low. Undertake health and safety risk assessments on safe methods of handling and use appropriate to your workplace. To prevent inhalation of airborne dust, wear respiratory protection in accordance with Australian Standard AS1715 and AS1716. To prevent potential irritation to eyes, wear eye protection in accordance with Australian Standard AS1337.

Please refer to the relevant Sibelco Australia Limited Material Safety Data Sheet (MSDS) for health hazard information before opening or using this product and take care when disposing of the empty bag/container (as it may contain product residue). Material Safety Data Sheets are available at www.sibelco.com.au/crl



ABN 00 000 371 544



Consolidated Rutil Limited (CRL) is a wholly owned subsidiary of Sibelco Australia Limited

WARTITE • BENJONITE • CLAY • DOLomite • FELDSPAR • EMERITE • LBN • LIMESTONE • MAGNETITE • NAPHENITE • RUTILE • SILICA • TALC • ZIRCON

Figur C.2: Materialanalys för ilmenit.

BAUXITE 80

Chemical Analysis (standard)		
%	typical	guaranteed
Al ₂ O ₃	78.16	Min 78,0
SiO ₂	15,39	-
Fe ₂ O ₃	1.29	Max 2,2
TiO ₂	3,18	—
CaO	0,58	—
MgO	0,21	—
Na ₂ O	0,04	-
K ₂ O	0,32	-

Physical Properties			
	typical	guaranteed	
Bulk density	2.8	2,7	g/cm ³
Water absorption	-	—	%
Apparent porosity	-	—	%

Mineralogic Composition	
Main Phase	α- alumina
Secondary Phase	Mullite

Figur C.3: Materialanalys för bauxit