





En jämförande studie av fluiddynamiken för olika fluidiseringsmedium i en kallmodell av en 100 kW-anläggning för kemcyklisk förbränning

Utvärdering av huruvida luft kan ersätta helium som fluidiseringsmedium Ett kandidatarbete inom energiteknik

MIKAELA ANDERSSON SOFIA FRÄNDBERG DAVID JOHANSSON MALIN KARLBRINK ALEXANDRA ROLÉN

Institutionen för energi och miljö Avdelningen för energiteknik CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA Göteborg, Sverige, 2013 Kandidatarbete ENMX02-13-03

En jämförande studie av fluiddynamiken för olika fluidiseringsmedium i en kallmodell av en 100 kW-anläggning för kemcyklisk förbränning

Utvärdering av huruvida luft kan ersätta helium som fluidiseringsmedium

MIKAELA ANDERSSON SOFIA FRÄNDBERG DAVID JOHANSSON MALIN KARLBRINK ALEXANDRA ROLÉN

Handledare: Jesper Aronsson Examinator: David Pallarès

> Kandidatarbete ENMX02-13-03

CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA Institutionen för energi och miljö Göteborg, Sverige 2013

En jämförande studie av fluiddynamiken för olika fluidiseringsmedium i en kallmodell av en 100 kW-anläggning för kemcyklisk förbränning

Utvärdering av huruvida luft kan ersätta helium som fluidiseringsmedium

MIKAELA ANDERSSON SOFIA FRÄNDBERG DAVID JOHANSSON MALIN KARLBRINK ALEXANDRA ROLÉN

© MIKAELA ANDERSSON, SOFIA FRÄNDBERG, DAVID JOHANSSON, MALIN KARLBRINK, ALEXANDRA ROLÉN, 2013

Department of Energy and Environment Division of Energy Technology CHALMERS UNIVERSITY OF TECHNOLOGY SE-412 96 Gothenburg Sweden Telephone +46 (0)31-772 10 00

Cover:

Lab-scale cold-flow model of a 100kW Chemical Looping Combustor with supporting scaffold. [1]

Printed in Sweden Reproservice Gothenburg, Sweden, 2013

Författarnas tack

Tack till vår eminente handledare Jesper Aronsson som med stort engagemang och intresse väglett oss genom detta projekt. Han mötte oss alltid med ett gott humör, visade stort tålamod och fanns alltid tillgänglig för att besvara våra frågor.

Tack till Pontus Markström som utan direkt inblandning i projektet ändå visat stort intresse i vårt arbete och varit mycket hjälpsam, både laborativt, i rapportens utformning samt givit oss bilder att använda i rapporten.

Tack till vår examinator David Pallarès som gett mycket intressant vägledning under projektets gång.

Abstract

To reduce emissions of carbon dioxide (CO_2) Carbon Capture and Storage (CCS) technologies have been developed. Chemical Looping Combustion (CLC) is a CO_2 capture technology with the CCS framework, and at Chalmers University of Technology in Gothenburg, Sweden, a 100 kW chemical looping combustor has been built.

This project aimed to investigate to what degree air can replace helium as the fluidizing gas for fluid dynamical studies in a CLC cold flow model of the above mentioned 100 kW facility. Experiments were performed using air and helium separately as fluidizing gas and pressure data were obtained, which formed the basis for the comparison. The project also aimed to investigate fluid dynamics in the fluidized bed and study when the risk of slugging occuring was greatest. The results were presented in the form of figures and tables divided into pressure, concentration and standard deviation of the pressure.

The results obtained showed that air as fluidizing gas did not create the same fluid dynamics as helium over the entire fuel reactor. The magnitude of the deviation varied in the various segments of the reactor. Results obtained regarding slugging in the fuel reactor showed that the risk of slugging occuring increased with increasing fluidization velocity. The risk was greatest for velocities between 0.7-1.1 m/s. The results also showed that there was a greater risk of slugging occuring when helium was used as fluidizing gas.

Key words: Carbon capture and storage, CCS, chemical looping combustion, CLC, CO_2 capture, cold flow model, fluidized bed, fluidizing gas, fluid dynamics, slugging,

Sammanfattning

För att minska utsläppen av koldioxid (CO_2) utvecklas tekniker under samlingsnamnet Carbon Capture and Storage, även kallade CCS-tekniker. En av CO₂-infångningsteknikerna under CCS är kemcyklisk förbränning (Chemical Looping Combustion, CLC), och en sådan anläggning med effekten 100 kW finns på Chalmers tekniska högskola i Göteborg.

Projektet syftade till att undersöka till vilken grad luft kan ersätta helium som fluidiseringsmedium i fluiddynamiska studier i en kallmodell av ovan nämnda 100 kW-CLC-anläggning. Genom separata experiment med luft respektive helium som fluidiseringsgas erhölls tryckdata som låg till grund för jämförelsen. Projektet syftade även till att undersöka fluiddynamiken i bädden samt studera när risken för att sluggning uppkommer var som störst. Resultaten presenterades i form av figurer och tabeller uppdelade i tryck, koncentration samt standardavvikelse av trycket.

De erhållna resultaten visade på att luft som fluidiseringsgas inte gav upphov till samma fluiddynamik som helium över hela bränslereaktorn. Avvikelsen varierade dessutom i reaktorns olika segment. De erhållna resultaten med avseende på sluggningen i bränslereaktorn visade på att risken för att sluggning uppkom ökade med ökande fluidiseringshastighet för att sedan minska. Risken för sluggning var som störst för fluidiseringshastigheter mellan 0,7-1,1 m/s. Resultaten visade även att risken för sluggning var större då helium användes som fluidiseringsgas.

Nyckelord: CLC, CCS, fluiddynamik, fluidiserad bädd, fluidiseringsgas, kallmodell, kemcyklisk förbränning, koldioxidinfångning, koldioxidlagring, sluggning

Innehåll

T	Bakg	grund	1
	1.1	Carbon Capture and Storage	1
		1.1.1 CO_2 -avskiljningsmetoder	1
		1.1.2 CO_2 -lagringsmetoder	3
	1.2	Chemical Looping Combustion	3
	1.3	Utmaningar för Carbon Capture and Storage	5
	1.4	Motivering till arbetet	6
2	Syfte		7
3	Avgr	änsningar	8
0	3.1	System- och utförandebegränsningar	8
4	Teori	i	10
	4.1	Fluidisering	10
	2	4.1.1 Bubblor	12
	2	4.1.2 Sluggning	12
	2	4.1.3 Partikelklassificering	13
	4.2	Kallmodell av en 100 kW-anläggning	14
	2	4.2.1 Cirkulationsförlopp	15
	4	4.2.2 Skalning av kallmodellen	16
	4.3	Referensparametrar	18
	4.4	Beräkning av partikelkoncentration	19
5	Metc	od	21
	WICOC		
6	Resu	ltat	24
6	Resu 6.1 '	l tat Tryck	24 24
6	Resu	lltat Tryck	24 24 24
6	Resu 6.1	ItatTryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0	24 24 24 26
6	Resu 6.1	IltatTryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0	24 24 24 26 29
6	Resu 6.1	Itat Tryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentration	24 24 26 29 31
6	Resu 6.1 (6.2 (6.3 (IltatTryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentrationCirkulationflödesmätning	24 24 26 29 31 33
6	Resu 6.1 (6.2 (6.3 (Diskt	Iltat Tryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentration Cirkulationflödesmätning ussion	 24 24 24 26 29 31 33 34
6 7	Resu 6.1 (6.2 (6.3 (Disk 7.1 (Itat Tryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentration Cirkulationflödesmätning ussion Ersättning av helium med luft	24 24 26 29 31 33 34
6	Resu 6.1 (6.2 (6.3 (Disk 7.1 (Iltat Tryck	24 24 26 29 31 33 34 34 35
6	Resu 6.1 (6.2 (6.3 (Disk 7.1 (7.2 (Iltat Tryck . $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentration . Cirkulationflödesmätning . Ussion . Ersättning av helium med luft . 7.1.1 Cirkulationflödesmätning Sluggning .	24 24 26 29 31 33 34 34 35 36
6	Resu 6.1 6.2 6.3 7.1 7.2 7.3	Itat Tryck . $6.1.1$ Höjd-tryck . $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 . $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 . Höjd-partikelkoncentration . . Cirkulationflödesmätning . . ussion . . Frsättning av helium med luft . . 7.1.1 Cirkulationflödesmätning . Sluggning . . Felkällor . .	24 24 26 29 31 33 34 34 35 36 37
6 7 8	Resu 6.1 7 6.2 5 6.3 6 Disku 7.1 5 7.2 5 7.3 5	Iltat Tryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentration Cirkulationflödesmätning Ussion Ersättning av helium med luft 7.1.1 Cirkulationflödesmätning Sluggning Felkällor Stater	24 24 26 29 31 33 34 35 36 37 39
6 7 8 Re	Resu 6.1 (6.2 (6.3 (Disk 7.1 (7.2 (7.3 (Sluts eferen	Itat Tryck $6.1.1$ Höjd-tryck $6.1.2$ Tryckskillnad- u_0 $6.1.3$ Standardavvikelse av tryck- u_0 Höjd-partikelkoncentration Cirkulationflödesmätning Ussion Ersättning av helium med luft 7.1.1 Cirkulationflödesmätning Sluggning Felkällor sater ser	 24 24 26 29 31 33 34 35 36 37 39 40
6 7 8 Re A	Resu 6.1 6.1 6.2 6.2 6.3 6 Disku 7.1 7.2 7.3 Sluts 9 eferen Expe	Itat Tryck 6.1.1 Höjd-tryck 6.1.2 Tryckskillnad-u0 6.1.3 Standardavvikelse av tryck-u0 Höjd-partikelkoncentration Höjd-partikelkoncentration Cirkulationflödesmätning Ussion Ersättning av helium med luft 7.1.1 Cirkulationflödesmätning Sluggning Felkällor sater ser erimentflödestabell	24 24 26 29 31 33 34 34 35 36 37 39 40 I

\mathbf{C}	Figu	Irer	\mathbf{III}
	C.1	Höjd-tryck	III
	C.2	Höjd-partikelkoncentration	V

Nomenklatur

A	Area, m^2
C	Partikelkoncentration, $m_{partiklar}^3/m_{totalt}^3$
C_D	Formmotstånd, (-)
d	Diameter, m
$f_{skalning}$	Skalningsfaktor, (-)
F	Kraft, N
F_B	Lyftkraft, N
F_D	Dragkraft, N
F_g	Tyngdkraft, N
g	Gravitationskonstanten, $9,81m/s^2$
h	Höjd, m
m	Massa, kg
Р	Tryck, Pa
u	Hastighet, m/s
u_0	Fria gashastigheten, m/s
V	Volym, m^3
Crobielto holtetäven	
Grekiska DOKStaver	Porositat ()
	Dynamisk viskositet ka/ms
μ 0	Dynamisk viskositet, kg/ms
ρ	Densitet, kg/m
Index	
b	Bädd
c	Kritisk
f	Fluid
g	Gas
k	Kall
mf	Minsta fluidisering
p	Partikel
t	Terminal
tv	Tvärsnitt
v	Varm
Förkortningar	
CCS	Carbon Capture and Storage
	Chemical Looping Combustion
CB	Circulation Riser
CS	Carbon Strippor
CV	Cyclone
FR	Fuel reactor
LS	Loon Seal
PSD	Particle Size Distribution
Dimensionslösa tal	
Ar	Arkimedes tal
Fr	Frodes tal

1 Bakgrund

Utsläpp från förbränning av kolhaltiga bränslen leder till en ökad halt av växthusgaser i atmosfären. Detta får konsekvensen att jordens medeltemperatur sakta stiger, eftersom värmestrålningen från jorden inte kan tränga genom gasskiktet utan istället reflekteras tillbaka till jordens yta. Idag har halten växthusgaser nått en ohållbar nivå och det är numera allmänt accepterat att åtgärder måste vidtas för att möta miljökraven som presenteras i Kyotoprotokollet, framtaget år 1997 av UNFCCC [2]. På längre sikt är lösningen på problemet att, istället för fossila bränslen, använda förnyelsebara energikällor. Dessa tekniker är dock ännu inte tillräckligt utvecklade för att fungera som ett substitut för fossila bränslen, vilket gör att temporära lösningar är nödvändiga innan samhället kan bli fritt från användning av fossila bränslen. Lösningarna kallas för Bridging Technologies eftersom de fungerar som en bro mellan dagens samhälle med fossila bränslen, och den framtid som förhoppningsvis kommer fungera utan dem [3]. En samling tekniker med möjligheter att minska mängden utsläpp av växthusgasen koldioxid (CO₂) i atmosfären är Carbon Capture and Storage, vilka beskrivs mer i nästa avsnitt.

1.1 Carbon Capture and Storage

Carbon Capture and Storage (CCS) är en samling tekniker som syftar till att fånga in och lagra den koldioxid som förbränning av kolhaltiga bränslen ger upphov till. Tillämpning av CCS möjliggör fortsatt användning av kolhaltiga bränslen samtidigt som koldioxidutsläppen i atmosfären minskar drastiskt. CCS är i mångt och mycket fortfarande en teknik på forskningsstadiet, även om den första lagringsanläggningen togs i bruk i Nordsjön utanför Norges västkust redan 1996 [4].

1.1.1 CO₂-avskiljningsmetoder

En del i CCS-tekniken är att bearbeta förbränningsprocessen av kolhaltiga bränslen så att en ren koldioxidström erhålls. Den bildade rökgasen innehåller ämnen som anses påverka klimatet negativt och infångning av dem, framförallt av koldioxid, är av stor betydelse. Separationen av koldioxid från rökgasen möjliggör att mindre volym gas behöver lagras vilket minskar materialpåverkan. Nedan ges exempel på de vanligaste CO_2 -avskiljningsmetoderna.

• Pre-combustion Pre-combustion innebär att koldioxiden avskiljs före förbränningsprocessen. Det kolhaltiga bränslet reagerar med ånga vid hög temperatur vilket leder till förgasning av bränslet och bildande av kolmonoxid (CO) samt vätgas (H₂), så kallad syntesgas. Genom att därefter tillföra ånga erhålls koldioxid och vätgas. Dessa ämnen separeras från varandra och den rena koldioxiden kan infångas [4]. Koldioxidavskiljning genom pre-combustion har fördelen att även vätgas bildas, vilken kan ha flera användningsområden, exempelvis som drivmedel i bilar eller som kemisk råvara vid framställning av ammoniak. Det finns dock ett flertal nackdelar med denna teknik. Avskiljningsprocessen innebär två gasseparationssteg vilka kräver stora mängder energi. Eftersom infångning av koldioxid med hjälp av pre-combustion måste ske i samband med själva förbränningen är det inte möjligt att bygga till en avskiljningsdel till existerande kraftverk. Användning av pre-combustion kräver alltså att helt nya kraftverk byggs, vilket medför stora investeringskostnader [5].

- Oxy-fuel Avskiljning av koldioxid med hjälp av oxy-fuel sker genom att syrgas (O_2) separeras från luft. Förbränningen av det kolhaltiga bränslet genomförs därefter med den rena syrgasen. På detta sätt erhålls en avgas bestående av koldioxid och vatten, men utan kväve. Genom att recirkulera en del av den bildade koldioxiden kan temperaturen i förbränningskammaren kontrolleras [4]. Kondensering av rökgasen ger en ren koldioxidström. En av de största utmaningarna med oxy-fuel-förbränning är att framställningen av den rena syrgasen är mycket energikrävande. Uppemot 7-11 procentenheter av ett kraftverks elektricitetsproduktion uppskattas gå förlorade vid seperation av luften [6], vilket i sin tur får konsekvensen att mer fossilt bränsle måste användas för att uppnå önskad effekt [4]. Förbränning av kolhaltiga bränslen i syrgas ger även stora materialpåfrestningar vilket medför höga kostnader. Därför sker forskning för att hitta mer tåliga material. Fördelen med denna avskiljningsmetod är att rökgasen endast innehåller koldioxid och vattenånga. Separationen av koldioxid kan ske genom kondensering, vilket både är en välkänd process och billigare jämfört med de separationsmetoder som är nödvändiga vid andra avskiljningstekniker. [5]
- Post-combustion I denna teknik utförs koldioxidavskiljningen efter förbränningen, där separationen utförs på rökgasen. Den vanligaste metoden att separera rökgaserna på är genom kemisk absorption. Önskad komponent i gasen, i detta fall CO₂, absorberas från resterande rökgaser av en flytande lösning genom bildandet av en kemiskt bunden förening. Koldioxiden avlägsnas därefter från lösningen genom att motströms flöda med ånga av en temperatur på 100 120°C. Slutligen kondenseras vattenångan bort och kvar blir en högkoncentrerad koldioxidström, vilken kan infångas och lagras. [4] Fördelen med CO₂-avskiljning genom post-combustion är att tekniken förhållandevis enkelt kan adderas till befintliga kraftverk som släpper ut mycket koldioxid. Metoden är också mer beprövad jämfört med pre-combustion och oxy-fuel. En stor nackdel är dock att stora mängder energi krävs för att hålla ångan vid en konstant temperatur. Forskning sker därför på att hitta andra absorbenter som är mindre energikrävande. [5]
- Chemical Looping Combustion Denna teknik möjliggör koldioxidavskiljning utan att kvävet från luften och bränslet blandas. En mer detaljerad beskrivning av metoden ges i avsnitt 1.2.

1.1.2 CO₂-lagringsmetoder

Efter att koldioxiden infångats är nästa steg i CCS-processen att lagra den. För att avgöra var denna lagring är möjlig måste hänsyn tas till flera aspekter, bland annat att inneslutningen är tillräckligt tät för att garantera att koldioxiden inte läcker ut innan dess att användningen av fossila bränslen har nått sitt maxima. Lagringen får inte heller strida mot internationella lagar och föreskrifter och dessutom måste lagringsprocessen gå att kontrollera med minimal risk för olyckor. Det finns två typer av lagring: geologisk lagring och lagring i havet. Exempel på geologiska lagringsplatser är bland annat redan använda gas- och oljefält samt porös berggrund. Lagring i haven är inte av lika stort intresse då dessa inte innesluter koldioxiden lika bra, samt att risken för döende havsbottnar ökar. [4]

1.2 Chemical Looping Combustion

För att påskynda utvecklingen av nya och befintliga CCS-tekniker samarbetar regering, industri, universitet, och miljöintresserade grupper. Under en konferens år 2000 utsågs kemcyklisk förbränning (Chemical Looping Combustion, CLC) till en av de tekniker som har störst potential inom CCS-området [2]. År 1954 presenterades, av britterna Edwin Richard Gilliland och Warren K. Lewis, den första prototypidén som liknar CLC [7]. Det dröjde dock ett par årtionden innan Horst J. Richter och Karl F. Knoche [8] presenterade CLC-konceptet och först på 80-talet lades namnet Chemical Looping Combustion fram, då av Ishida et al. [9]. I ett tidigt skede användes tekniken endast som en möjlighet att höja den termiska effektiviteten för förbränning [10]. Först på 90-talet insågs möjligheterna med att fånga in CO_2 för att minska miljöpåverkan [2]. En förenklad bild av CLC-tekniken ses i Figur 1.



Figur 1: Schematisk bild av CLC-tekniken.

Figuren beskriver hur en metalloxid (Me_xO_y) oxiderar bränslet i en bränslereaktor till CO_2 och H_2O . Reaktionen kan därför liknas vid förbränning med endast syre och bränsle närvarande [2]. Bränslet kan vara fast, flytande eller gasformigt men apparaturen skiljer sig något åt i utformning i de olika fallen. Detta beror på att bränslet måste vara gasformigt innan det kan reagera med syrebäraren och fasta bränslen måste därför förgasas inne i reaktorn före reaktion. Den bildade gasströmmen i bränslereaktorns utlopp kondenseras och vattnet leds bort och på så sätt kan en i stort sett ren CO_2 -ström infångas för att därefter lagras.

Ordet *looping* i Chemical Looping Combustion kommer av att metallen återanvänds som syrebärare genom att den cirkuleras in i luftreaktorn, vilket visas i Figur 1. I luftreaktorn oxideras metallen på nytt av en påförd luftström och systemets totala cirkulation styrs av flödeshastigheten hos denna luftström. Den del av luften som inte oxideras, det vill säga en liten mängd syre och all kvävgas, (N_2) , passerar ut genom toppen av luftreaktorn utan att påverka bränsleomvandlingen. Den kemiska reaktionen för förloppet i en CLC-anläggning visas nedan. [1]

$$\label{eq:constraint} \begin{array}{c} {\rm I\ br{\ddot{a}}nslereaktorn:}\\ {\rm C_nH_{2m}}+\ (2n+m)\,{\rm Me_xO_y} \longrightarrow {\rm nCO_2} + {\rm mH_2O} +\ (2n+m)\,{\rm Me_xO_{y-1}} \end{array}$$

I luftreaktorn:
$$O_2 + 2 \operatorname{Me}_x O_{y-1} \longrightarrow 2 \operatorname{Me}_x O_y$$

De två reaktorerna är sammankopplade fluidiserade bäddar som bildar ett slutet system. För att undvika att luft och CO_2 blandas, och gör avskiljningen ogjord, sitter partikellås mellan reaktorerna. Förutom de två reaktorerna och partikellåsen kan en CLC-anläggning även vara konstruerad med en inre cirkulering. Tack vare att syrebärarna cirkulerar genom bränslereaktorn fler gånger kan reaktorns storlek minskas samtidigt som effektiviteten är oförändrad. Syrebärarna kan vara av olika material, ha olika form, och stor variation i hållbarhet. Vilken syrebärare som önskas beror på vilket bränsle som används. [2]

Flertalet experiment har utförts för att hitta en metall eller metallkombination som utgör en optimal syrebärare med avseende på flera parametrar, bland annat förmåga att omvandla bränslet, smältpunkt, syrebärarförmåga, och hälso- och miljöpåverkan. Flera experiment har visat att många metaller uppvisar god förmåga att vara stabila i luft och att de klarar höga temperaturer. Det är däremot ett fåtal metaller, Fe, Mn och Cu, som visat sig kunna utföra en total omvandling av bränslet [11]. Metalloxider som Fe₂O₃/Fe₂O₄, Mn₃O₄/MnO, NiO/Ni och Cu₂O/Cu har visat sig vara de syrebärare som är mest lämpade vid förbränning av metangas [1]. Vid förbränning av fasta bränslen är istället användning av mineralen ilmenit (FeTiO₃) vanlig.

Då fasta bränslen används finns risk att oreagerat bränsle transporteras från bränslereaktorn in i luftreaktorn. För att förhindra detta används en så kallad *Carbon Stripper*, CS. Utformningen av CS visas i Figur 2.



Figur 2: Utformning av CS [1].

Som figuren visar är den uppdelad i fyra kammare som avskiljs med väggar. Utformningen ger lång uppehållstid vilket medför bra separation av oreagerat bränsle. Det bränsle som förblir oreagerat ges ny möjlighet att förbrännas genom att det förs tillbaka till bränslereaktorn. En sekundär funktion för CS är att förbränna det oreagerade bränslet som inte lyckats separeras bort. Detta sker då CS fluidiseras med vattenånga eller $\rm CO_2$. [1]

Det finns flera olika typer av CLC-anläggningar, där den enklare typen är beskriven ovan och de nyare, mer komplicerade versionerna kan bestå av flera reaktorer eller roterande reaktorer. Dessa har dock bara testats på laborativ skala än så länge och den enklare, med cirkulerande fluidiserade bäddar i reaktorerna, är den enda metod som provats i pilotskala [2]. Större och mer långvariga laborativa tester av denna typ har också gjorts, bland annat på en 10 kW-anläggning på Chalmers. Dessa körningar har även visat hur effektiv en CLC-anläggning kan vara, upp till 99,5 % bränsleeffektivitet sett till värmevärdet. [10]

1.3 Utmaningar för Carbon Capture and Storage

CCS-tekniker ses som några av de mest användbara metoderna för att minska utsläppen av CO₂. Det finns dock fortfarande utmaningar kvar innan flera av dessa kommer ut på marknaden. Ett flertal CCS-tekniker är effektiva på att avskilja CO₂, men ger energiförluster som genererar högre energipriser. Ett av de vanligaste sätten att mäta effektiviteten av CO₂-infångning är med *carbon capture efficency*, η_{CC} . Den definieras som kvoten mellan infångad koldioxid och utgående koldioxid efter förbränning. För en CLC-anläggning är några av de viktigaste parametrarna för bestämning av η_{CC} bränslereaktorns temperatur, massflöde och uppbyggnad, samt val av bäddmaterial. En sammanställning av exempel på effektivitetsförluster samt infångningseffektivitet för de tidigare nämnda infångningsteknikerna följer i Tabell 1.

Tabell 1: Jämförelse av effektivitetesförluster i procentenheter, samt η_{CC} för koldioxidavskiljningsteknikerna post- och pre-combustion, oxy-fuel, och CLC.

	Post-combustion	Pre-combustion	Oxy-fuel	CLC
η_{CC}	$88\%^{1}$	$88\%^{1}$	$99.5\%^{1}$	$\sim 100\%^2$
Effektivitetsförlust	$9\%^{1}$	$8\%^{1}$	$11\%^{1}$	$2\%^{3}$

Den låga effektivitetesförlusten för CLC beror på att förbränningsentalpin inte förändras, eftersom reaktionerna ej förändras. Processanläggningens uppbyggnad samt det arbete anläggningens kompressor utför är de faktorer som påverkar förlusterna. [2]

Förutom de energiförluster som uppkommer av CCS-teknikerna kan vissa, som tidigare nämnts, inte tillämpas på redan befintliga kraftverk. Den enda teknik som inte kräver helt nya anläggningar är avskiljning genom post-combustion. Då denna bygger på att separera bort CO_2 från den redan bildade rökgasblandningen kräver den endast en utbyggnad av anläggningen. [13]

Förutom de ekonomiska konsekvenser CCS bidrar till är insamlingen och lagringen av CO_2 inte helt riskfritt hälsomässigt, då läckage kan uppstå från lagringsplatserna. Stora mängder koldioxid kan i värsta fall leda till att människor och djur kvävs, då den påverkar metabolismen i cellerna. Detta beror på att koldioxid har högre densitet än luft och tränger därmed undan luften vid marknivå, vilket kan leda till syrebrist hos individer som inandas koldioxiden. [14] För att minimera risker och förhindra olyckor har EU strikta regler vad gäller lagring av CO_2 . Dessa regler omfattar allt från ansökan om tillstånd, till övervakning, underhåll, och stängning av lagringsplats. I upp till 20 år efter att en lagringsplats stängts kan ansvaret för lagringsplatsen ligga hos verksamhetsutövaren. [15]

1.4 Motivering till arbetet

På avdelningen för energiteknik på Chalmers tekniska högskola bedrivs forskning på en 100 kW-CLC-anläggning. För att klara av särskilda driftsbetingelser så som höga temperaturer är anläggningen byggd av plåt. Detta materialval hindrar dock att visuellt studera fluiddynamiken i anläggningen, varför en nedskalad modell i akrylplast har byggts. Då denna modell körs vid rumstemperatur går den under benämningen kallmodell. I en strävan att uppnå liknande fluiddynamik i kallmodellen som i 100 kW-anläggningen används ett annat fluidiseringsmedium, helium istället för vattenånga. Användningen av helium som fluidiseringsgas är dock resurskrävande och därför finns intresse att undersöka om luft är ett bra substitut som fluidiseringsgas. Detta arbete går ut på att undersöka till vilken grad detta byte av fluidiseringsgas för kallmodellen påverkar fluiddynamiken.

¹Viebahn, 2007[12]

 $^{^{2}}$ Markström, 2012[1]

 $^{^{3}}$ Adanez, 2012[2]

2 Syfte

Syftet med den här rapporten är att bidra med kunskaper om kallmodellen och dess fluiddynamik. På längre sikt kan detta bringa djupare förståelse om 100 kW-anläggningen och framsteg inom forskning på CLC. De önskvärda resultaten är mätdata som är tillräckligt bra för att kunna dra slutsatser kring jämförelser mellan luft och helium som fluidiseringsmedium, samt att undersöka fluididdynamiken i bränslereaktorn. Rapporten syftar ej till att besvara frågan om luft kan ersätta helium som fluidiseringsmedium i kallmodellen. Målet är endast att bidra med data och underlag kring jämförelsen. Om projektets resultat visar att luft är ett bra substitut till helium kan experimenterande på kallmodellen bli billigare och praktiskt enklare att genomföra. Observationer av sluggningsbeteendet och när detta uppkommer kan vara till hjälp vid framtida studier på 100 kW-anläggningen.

3 Avgränsningar

Rapporten grundas på laborationer genomförda endast på kallmodellens bränslereaktor, eftersom det är här god omblandning är önskvärd samt att risken för sluggning är som störst här. Undersökning av luftreaktorn är inte av intresse då denna fluidiseras med luft, oberoende vilket fluidiseringsmedium som används i bränlsereaktorn.

Studien behandlar av praktiska skäl endast en typ av syrebärare. I kallmodellen används sand av kiseloxid med $\overline{d}=92 \,\mu \text{m}$ [16], vilket inte är en helt exakt nedskalning av 100 kW-anläggningens partiklar.

I de fall då gasflödet är lågt befinner sig bädden i ett bubblande tillstånd och partikelkoncentrationen högt upp i reaktorn är låg. Detta ger stor osäkerhet kring pålitligheten hos mätdatan högt upp i bränslereaktorn och därför analyseras ej resultat för tryckpunkter högt upp i bränslereaktorn för låga flöden.

Beräkningarna är baserade på att tryckmätaren längst ner i bränslereaktorn, FR1, Figur 8, antas vara i nivå med bränslereaktorns botten. I själva verket befinner sig dock FR1 cirka 1 centimeter ovanför botten. Tryckskillnaden mellan FR1 och bränslereaktorns botten anses dock vara försumbar.

Jämförelsen mellan helium respektive luft som fluidiseringsgas grundas på att varje heliumflöde utvärderas mot tre olika luftflöden. Varje luftflöde är beräknat så att en särskild referensparameter uppfylls och varje referensparameter korresponderar enligt teorin till en särskild höjd i en fluidiserad bädd, för vidare information se avsnitt 4.3. En av de referensparametrar som utvärderas är u_0 - u_{mf} , även kallad excess gas velocity. u_{mf} har dels beräknats och dels framtagits från experiment. Eftersom skillnaden visade sig vara mycket liten mellan det teoretiska och det experimentella värdet för u_{mf} har det teoretiska valts att användas vid samtliga beräkningar. Värdet på u_{mf} är dessutom så pass lågt att det medför att excess gas velocity kan approximeras med u_0 . Detta leder till att luftkörningarna då parametern u_0 - u_{mf} hålls konstant är ekvivalenta med de luftkörningar då u_0 är konstant.

3.1 System- och utförandebegränsningar

Vid analys av kallmodellens fluiddynamik har apparaturens utformning samt själva utförandet inverkan på tillförlitligheten hos den mätdata som erhålls. Exempelvis är antalet tryckmätare i kallmodellens bränslereaktor begränsade.

Samtliga partikellås i kallmodellen har begränsningar i hur stort volymsflöde gas de klarar av. I den här studien är LS2 aktuellt, med ett maximalt volymsflöde på 13 L_n/min då luft används som fluidiseringsgas och 20 L_n/min då helium används. Volymsflödet i kallmodellens LS2 är alltid inställt på sitt maximala värde eftersom samtliga omskalningar från 100 kW-anläggningens partikellås ger flöden större än kallmodellens maximala.

Vid körningar där helium används som fluidiseringsgas finns risk för att cirkulationsanläggningen blir kontaminerad med luft om partikellåsen mellan luft- och bränslereaktorn ej är ordentligt tillslutna. Konsekvenserna av detta är att luft kommer in i heliumcirkulationssystemet vilket kan påverka mätdata.

För att möjliggöra jämförelse av data erhållen från heliumkörningar med den från luftkörningar måste kompressorns inverkan under heliumkörningarna uteslutas. Detta har gjorts genom att tidpunkter då kompressorn är igång har exkluderats från analysen, så att jämförelsen ej påverkas.

4 Teori

För att kunna undersöka fluiddynamiken i en fluidiserad reaktor krävs kunskap inom flera områden, till exempel bäddpartiklarna, hur bubblor bildas, och sluggning. Sluggning är det fenomen som uppstår när omblandningen blir ojämn som följd av bubbelbildning. Kapitlet innehåller teoriavsnitt om de referensparametrar som använts i undersökningen, beräkningsgång för att ta reda på partikelkoncentrationen, samt den nedskalade kallmodellen vars fluiddynamik projektet har till uppgift att undersöka. I kapitlet förklaras även hur cirkulationen sker i kallmodellen och hur nedskalningen från 100 kW-anläggningen är utförd.

4.1 Fluidisering

Fluidisering är en användbar teknik då god omblandning i en reaktor är önskvärd. Genom att en fluid förs till en bädd av fasta partiklar börjar bädden att fluidiseras, vilket innebär att partiklarna hamnar i ett fluidlikt tillstånd med egenskaper som påminner om en vätskas. Bäddpartiklarna som används kan ha många olika funktioner, exempelvis kan de fungera som syrebärare och katalysatorer. [17]

Fluiddynamiken i en fluidiserad bädd skiljer sig åt mellan olika bäddar och egenskaperna är beroende av exempelvis fluidiseringshastigheten. Vid låga hastigheter är bädden fixerad, se Figur 3(a). En fixerad bädd står i princip stilla och fluiden sipprar försiktigt upp mellan bäddpartiklarna. Allteftersom hastigheten på fluidiseringsmediumet ökar kommer ett allt större tryckfall observeras i bädden. Tryckfallet kommer fortsätta att öka tills den minsta fluidiseringshastigheten, u_{mf} , uppnås, se Figur 4. Hur bädden beter sig vid u_{mf} åskådliggörs i Figur 3(b). Vid denna hastighet är krafterna i uppåtgående riktning, flytkraften F_B och friktionskraften F_D , lika stora som de i nedåtgående riktning, gravitationskraften, F_g , se Figur 5, och bädden befinner sig i jämvikt. Det är först vid denna hastighet bädden blir fluidlik. Då hastigheten ökas ännu mer börjar bädden bubbla, se Figur 3(d). Detta bringar flödet i turbulent tillstånd och omblandningen blir god. Ytterligare ökning av hastigheten medför att partiklar dras med upp i reaktorn och lämnar bädden. [17]

En fluidiserad bädd ger en kontinuerlig och lätthanterlig process där möjligheten att förflytta partiklar mellan reaktorer lämpar sig för stora flöden. Nackdelarna med fluidiserade bäddar är att fluiddynamiken ofta är svår att bestämma. På grund av det snabba flödet i bädden kan uppehållstiden mellan partiklar variera stort. [17]



Figur 3: Olika typer av fluidisering och sluggar i en fluidiserad bädd. [17]



Figur 4: Tryckfall i en fluidiserad bädd. [17]



Figur 5: Kraftbalans över en partikel.

4.1.1 Bubblor

För fluidiserade bäddar och vätskor har bubblor liknande egenskaper när de rör sig upp i mediet. I botten av bädden är bubblorna små och sfäriska och de växer sig större och plattare när de rör sig högre upp. Bubblornas ökande storlek beror bland annat på att de slås ihop, vilket betyder att en högre bädd ger utrymme för bildning av större bubblor. Andra gemensamma egenskaper för en fluidiserad bädd och en vätska är att stora bubblor stiger snabbare än små bubblor och att väggeffekter påverkar bubblornas stighastighet på liknande sätt. [17]

Bubblorna ger upphov till den goda omblandningen i fluidiserade bäddar. Vid låga gashastigheter används all gas till att fluidisera bädden, men vid högre gasflöden, över u_{mf} , fås ett överskott av gas som bildar bubblor. En fluidiserad bädd består således av en bubbelfas, som består av gas, och en emulsionsfas, som är resterande delen av bädden. Verkligheten är dock mer komplex och teorin ovan bygger på den så kallade tvåfasteorin. [17]

De flesta bubblor är inte sfäriska utan platta eller konkava nedtill. Varför den konkava formen uppstår är inte känt men det tros bero på att trycket längst ner i bubblan är lägre än i närliggande emulsionsfas. På grund av detta dras gas in i bubblan, som kollapsar, och skapar ett turbulent flöde i bädden. [17]

4.1.2 Sluggning

Trots att gasbubblor ger upphov till det turbulenta flöde som ger bra omblandning kan gasflödet leda till problem i anläggningen. För fluidiserade bäddar där gas används som fluidiseringsmedium kan fenomen som sluggning uppstå. Detta innebär att stora gasbubblor bildas av den gas som ej går åt till att fluidisera bädden, vilket får partiklarna att fördela sig ojämnt. Den försämrade omblandningen som uppstår ger dålig förbränning och verkningsgrad samt kan leda till att apparaturen skadas. Sluggning är således inte önskvärt i reaktorn utan ska undvikas. Sluggningen i en bädd är beroende av gashastighet, partikelstorlek, partikelform, reaktordiameter, och bäddhöjd, och kan delas in i de två kategorierna axiell och platt sluggning [17]:

- Axiell sluggning: När fina partiklar används i bädden finns risk för axiell sluggning. Bubblor bildas i bädden vilka slår sig samman och växer sig större allteftersom de stiger uppåt i bädden, Figur 3(e). [17] Om bubbeldiametern utgör mer än 0,6 av reaktordiametern uppstår axiell sluggning [18].
- Platt sluggning: Bubblorna i en bädd kan växa sig så stora att de tillslut täcker hela bäddiametern. Då detta sker uppstår ett flöde som växelvis innehåller gas och bäddmaterial, se Figur 3(f). Denna typ av sluggning uppstår främst för Geldart D partiklar, för definition se avsnitt 4.1.3. [17]

Sluggningsbetendet i en bädd kan studeras genom att undersöka hur standardavvikelsen av trycket i bädden varierar med gashastigheten. För låga gashastigheter ökar standardavvikelsen med ökande gashastigheter, på grund av de allt större gasbubblor som bildas. Vid den kritiska hastigheten, u_c , når tryckfluktationerna sitt maxima. Efter denna punkt får det höga gasflödet partiklar att cirkulera i reaktorn, vilket minskar bäddens höjd. Bubblornas storlek kommer då att minska och därför också tryckfluktationerna. Detta innebär att risken för sluggning är som störst vid u_c , se Figur 6. Figuren visar två olika fall, där kurvan för ΔP_{ref} är för ett fall där bädden har konstant höjd och därmed nås inget maxima. I den andra kurvan varierar bäddhöjden och ger upphov till ett maximum. [19]



Figur 6: Figuren visar den kritiska hastigheten för fallet konstant bäddhöjd, vita trianglar, samt varierande bäddhöjd, svarta trianglar. [19]

4.1.3 Partikelklassificering

Beroende på faktorer som storlek och form på partiklarna får bädden olika egenskaper. Den brittiska professorn Derek Geldart obeserverade under 1970-talet [20] fluiddynamiken hos en bädd med partiklar av olika storlek och valde att dela in partiklar i fyra grupper [17]:

- Geldart grupp C: De här partiklarna är minst och bädden är finkornig. Det är svårt att fluidisera bäddar av grupp C eftersom krafterna mellan partiklarna är starka. Svårigheter uppkommer på grund av att bädden har svårt för att bli omblandad, vilket får partiklarna att lyfta likt en plugg genom reaktorn.
- Geldart grupp A: Partiklarna är små och/eller har låg densitet. Dessa partiklar fluidiseras lätt även vid låga gasflöden. Bädden tenderar att expandera mycket och för höga hastigheter börjar gasbubblor bildas i bädden som kan ge upphov till sluggning. Gasbubblorna i en bädd av Geldart A partiklar växer snabbt till en storlek av några centimeter i diameter men har sedan konstant storlek upp genom bädden.
- Geldart grupp B: Partiklarna är sandliknande och fluidiseras bra. Dock bildas bubblor redan vid relativt låga hastigheter vilket kan ge upphov till

sluggning. Bubblorna växer sig större allt eftersom de stiger upp i bädden.

• Geldart grupp D: Dessa stora partiklar är svåra att fluidisera, vilket gör att bubblorna kan växa sig lika stora som reaktorns diameter. Risken är därför stor att bubblorna exploderar och att bädden börjar slugga.

4.2 Kallmodell av en 100 kW-anläggning

Kallmodellen som studeras i detta projekt är en nedskalad version av en 100 kW-CLC-anläggning som finns på Chalmers tekniska högskola. Kallmodellens funktion är bland annat att möjliggöra studier av fluiddynamiken i en CLC-anläggning, flexibelt kunna styra vad som vill undersökas närmare, samt studera och avgöra uppehållstid för partiklarna i anläggningen. Fluiddynamiken i kallmodellen är möjlig att studera eftersom den är tillverkad i akrylplast och därmed genomskinlig. Att den är kall innebär även andra fördelar, till exempel att den är enkel att starta upp och stänga ned och att den är mer energisnål än 100 kW-anläggningen. Den är även byggd på sådant vis att driftsparametrarna är lätta att ändra [1].

Nedskalningen av den stora anläggningen till kallmodellen är konstruerad med hjälp av Glicksmans fullständiga skalningsregler. En mer utförlig beskrivning av hur nedskalningen gjordes återfinns i avsnitt 4.2.2. Utgångspunkten var att använda partiklar med samma densitet i de båda reaktoranläggningarna. Kraven på densitet och storlek gav att fluidiseringsmediumet i kallmodellen var tvunget att ha samma densitet vid 20 °C som ånga har vid 950 °C. Den gas som bäst uppfyller dessa krav är helium. När helium används som fluidiseringsgas används en kompressor för att reglera så att tillförseln av gas in i kallmodellen håller konstant tryck [21].

En svårighet är att hitta partiklar som motsvarar egenskaper för partiklarna i den stora anläggningen, vilket kräver att densitet, sfärisitet, och storleksfördelning är densamma. Partikeldensiteten i en verklig anläggning ändras allt eftersom partiklarna har oxiderats och reducerats. Först när partiklarna har gjort några cykler i CLC-anläggningen och blivit aktiverade kan de antas ha en konstant densitet, även om intervallet densiteten kan variera inom är relativt stort. För kallmodellen valdes kiseldioxidsand, av partikeltyp Geldart AB, som nedskalat har ungefär samma genomsnittsdiameter som de aktiverade partiklarna i 100 kW-anläggningen [16]. Dessa partiklar har även ungefär samma sfärisitet som de i 100 kW-anläggningen. [1]



Figur 7: Skiss av kallmodellen av 100 kW-anläggningen. [16]

4.2.1 Cirkulationsförlopp

I luftreaktorn (AR), se Figur 7, tillförs en luftström som fluidiserar bädden med partiklar som blir oxiderade av den strömmande luften. När partiklarna rycks med luften kommer de att röra sig uppåt i reaktorn och nå cyklon 1 (CY1). Där skiljs de nu syrebärande partiklarna från kvarvarande luft, som passerar ut i toppen av cyklonen. Partiklarna faller ned och transporteras in i bränslereaktorn (FR) via partikellåset *Loop Seal 1* (LS1). Anläggningen innehåller flertalet partikellås, vilka har som funktion att förhindra att gas transporteras mellan de olika reaktorerna. LS1 förhindrar att luft kommer in i FR och förbränningen kommer därför, tack vare denna, att ske utan luft närvarande. I FR sker den huvudsakliga omvandlingen av bränslet.

Den största delen av värmen frigörs i AR när oxidationen av partiklar sker. I FR dras partiklarna med uppåt. En möjlig väg för partiklarna är att transporteras högst upp och avskiljas från gasen i cyklon 2 (CY2) för att därefter återigen hamna i FR där de eventuellt oreducerade syrebärarna ges en ny chans att reagera. Den andra vägen, som majoriteten av partiklarna och kvarvarande bränsle tar, är genom partikellås LS3 och in i *Circulation Riser* (CR). Detta rör leder partiklar och bränsle in i *Carbon Stripper* (CS), där de inre väggarna är utformade så att oförbrukat bränsle ges en förlängd uppehållstid för att öka sannolikheten att reage-

ra med syrebärarna. Mer information om CS ges i Figur 2 i avsnitt 1.2. Merparten av partiklarna lämnar CS och leds via partikellås LS4 tillbaka till AR, där cykeln startar på nytt. De partiklar som inte lämnar CS denna väg dras med uppåt och separeras från gasen i cyklon CY3. Både gas och partiklar från CY3 transporteras till FR igen. De tryckpunkter som används för att erhålla data från FR och dess närmsta omgivning syns i Figur 8. [1]



Figur 8: Position av trycksensorer i och omkring bränslereaktorn. [1].

4.2.2 Skalning av kallmodellen

Vid upp- eller nedskalning av existerande apparatur, process eller anläggning, används ofta dimensionslösa tal för att säkerställa att modelleringen blir en exakt kopia av det som önskas skalas. Genom att beräkna olika kvoter och dimensionslösa tal för den existerande apparaturen och använda det värdet för beräkning av modellens parametrar kan geometriska, dynamiska eller kinematiska likheter uppnås. Geometrisk likhet fås då geometrikvoterna är lika, kinematisk när hastighetskvoterna är lika och dynamisk då kvoten mellan krafterna är lika. För att en modell ska vara en exakt kopia av en annan anläggning krävs att kvoten av alla linjära dimensioner i den ena anläggningen och dimensionerna av den andra, till exempel reaktorhöjden, är densamma. Detta gäller för de inre delarna av apparaturen medan de yttre, såsom återcirkuleringsloopar, inte måste vara exakt skalade så länge de ser till att flödena kan hållas exakta. [22]

16

Buckinghams Π -teorem är en metod för att ta fram dimensionslösa parametrar för ett specifikt problem. Teoremet säger att om en fysisk process består av n oberoende parametrar kan detta förenklas till n - k så kallade Π -grupper, där k är antalet dimensionsoberoende variabler i de ursprungliga parametrarna, till exempel massa, tid och längd. Π -grupperna är förenklade samband och kan användas till att jämföra och tillämpa information i bland annat olika modeller av en given process. Metoden kan således reducera beroendet av en viss parameter. [16] Definitionen av en oberoende parameter är att den påverkar värdet på en beroende parameter, men inte på andra oberoende parametrar [22].

Det finns fullständiga och förenklade uppsättningar av skalningslagarna. Den fullständiga versionen ska användas så länge skalningsfaktorn har ett värde som är inom det praktiskt möjliga området. Om den inte blir det kan istället den förenklade versionen användas. Skillnaden dem emellan är hur många Π -grupper som tas med i beräkningarna. Den fullständiga uppsättningen består av följande grupper av dimensionslösa tal:

$$Fr, \frac{\rho_p}{\rho_f}, Re_{d_p}, Re_D, \frac{G_s}{\rho_p u_0}, \frac{L}{d}, \psi, PSD$$
(1)

där Fr är Frodes tal, Re_{d_p} är Redynolds tal med avseende på partikelns diameter, Re_D är Reynolds tal med avseende på bäddens diameter, G_s är partikelfluxet, ρ_p partiklarnas densitet, ρ_f fluidens densitet, u_0 superficial gas velocity, L längd, ddiameter, ψ sfärisitet, och PSD är Particle Size Distribution, det vill säga hur stor avvikelsen mellan partiklarnas diametrar är. Den förenklade uppsättningen består av följande grupper:

$$Fr, \frac{\rho_p}{\rho_f}, \frac{u_0}{u_{mf}}, \frac{G_s}{\rho_p u_0}, \frac{L}{d}, \psi, PSD$$

$$\tag{2}$$

Skillnaden är här att Reynolds tal, med avseende på partiklarnas diameter, antingen är starkt dominerande eller försumbar, vilket gör att denna kan ersättas med u_0/u_{mf} [16]. Som tidigare nämnts i avsnitt 4.2, gav kravet att använda samma partikeldensitet i de båda anläggningarna att gasen i kallmodellen skulle ha samma densitet vid 20 °C som vattenånga har vid 950 °C. Den enda gas som kunde uppfylla dessa kriterier var helium. Då helium kostnadsmässigt inte är lämpligt att släppa ut sker återcirkulering av helium [21]. Kallmodellen har skalats efter den fullständiga uppsättningen skalningslagar.

Beräkningen av skalningsfaktorn $f_{skalning}$ görs genom att kombinera $Re \mod \sqrt{Fr}$ och sätta fluidernas och partiklarnas densiteter lika för de båda anläggningarna. På detta sätt kan skalningsfaktorn beräknas enligt ekvation (5) [1]

$$\left(\rho_p\right)_k = \left(\rho_p\right)_v \tag{3}$$

$$\left(\rho_f\right)_k = \left(\rho_f\right)_v \tag{4}$$

$$f_{skalning} = \frac{d_k}{d_v} = \left(\frac{\left(\frac{\mu_f}{\rho_f}\right)_k}{\left(\frac{\mu_f}{\rho_f}\right)_v}\right)^{2/3} \tag{5}$$

Detta gav $f_{skalning} = 0,5766 \approx 0,58$, det vill säga att anläggningen skulle skalas ned med 58 %. Denna skalningsfaktor har använts vid design av alla delar och ingående komponenter i modellen, förutom för luftreaktorn. [16] Luftreaktorn fluidiseras i den stora anläggningen alltid med luft istället för ånga och således ska kallmodellens luftreaktor aldrig fluidiseras med helium. Det leder till att skalningsfaktorn blir en annan än 58 % för luftreaktorn och att det då inte hade gått att montera ihop de båda reaktorerna. Med den beräknade skalningsfaktorn på 0,58 och storleken på partiklarna i 100 kW-anläggningen, kunde det med ekvation (6) bestämmas vilken diameter partiklarna i kallmodellen borde ha i det ideala fallet.

$$f_{partikeldiameter} = 0.58 \cdot 171 \,\mu\mathrm{m} \approx 99 \,\mu\mathrm{m} \tag{6}$$

Kiseldioxidsanden som valdes hade $\overline{d}=92\,\mu\text{m}$, vilket ansågs vara tillräckligt nära för att fungera som partikel i kallmodellen.

4.3 Referensparametrar

Vid experiment med helium och luft studeras reaktorns beteende för vissa parametrar konstanta. De parametrar som används är konstant u_0 , u_0-u_{mf} , u_0/u_t respektive u_0-u_t . Parametrarna u_{mf} och u_t är specifika för varje kombination av partikel och gas och bestäms enligt följande ekvationer [23]:

$$u_{mf} = \frac{Re_{p,mf}\mu_g}{d_p\rho_g} \tag{7}$$

där

$$Re_{p,mf} = \sqrt{C_1^2 + C_2 Ar} - C_1 \tag{8}$$

 $C_1 = 27,2$, $C_2 = 0,0408$

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g \left(\rho_s - \rho_g\right) g}{\mu_g^2} \tag{9}$$

$$u_t = \left(\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D}\right)^{1/2} \tag{10}$$

- u_0 , superficial gas velocity, är gasens fria hastighet, vilket är den hastighet gasen hade haft om den flödat genom en tom reaktor.
- u_{mf} , minimum fluidization velocity, är den hastighet då bädden börjar fluidisera.
- u_t är terminalhastigheten och definieras som den fria fallhastigheten för en partikel i en fluid. Partiklar vars terminalhastighet är högre än u_0 tenderar att återvända till bädden. De som har lägre lämnar bädden av gasströmmen.
- u_0 - u_t ger den relativa hastigheten mellan gas och fast material och kallas för slip-velocity. Denna parameter talar om hur stor andel fast material som finns i kolonnens utlopp. Vid experiment är det av intresse att denna parameter överensstämmer mellan luftkörningar och dess korresponderade heliumkörning högt upp i reaktorn, det vill säga mellan FR7-FR8. [23]
- u_0 - u_{mf} är excess gas velocity, vilken beskriver hur storleken av bubblorna i bädden ökar med gashastigheten. Detta är en viktig parameter att ta hänsyn till då man vill undersöka hur mycket gas som passerar bädden som bubblor. Om denna hålls konstant för två olika fluidiseringsfall kan bubbelbeteendet granskas för att se hur mycket de skiljer sig åt. u_0 - u_{mf} är således särskilt intressant i den del av reaktorn som består av tät bädd och bör vara den parameterkorrelation som ger mest lik fluiddynamik för de två fluidiseringsgaserna i detta område. Bädden befinner sig alltid i segment FR1-FR4 och ibland också även mellan FR4-FR7. [23]
- Kvoten u_0/u_t är intressant att undersöka, då den påvisar vad som händer i översta skiktet av bottenbädden, även kallad *splash zone*. Bränslereaktorns *splash zone* varierar mellan att befinna sig i segment FR4-FR7 och just omkring tryckpunkt FR7. I detta område önskas ett konstant bortflöde av partiklar, vilket uttrycks av *decay constant*, som definieras [23]:

$$a_h = 4 \frac{u_t}{u_{g,h}} \tag{11}$$

Denna konstant är direkt relaterad till hur bubblorna tränger genom *splash* zone, men tar inte hänsyn till bäddens inre egenskaper. Som en första approximation sätts $u_g=u_0$. Detta gör att decay constant är omvänt proportionell mot u_0/u_t . [23]

Olika parametrar är mer eller mindre viktiga för olika hastigheter. *Slip velocity* kommer till exempel inte att vara viktig om bädden är av bubblande typ, då få partiklar är över *splash zone*. Vid andra driftbetingelser med andra typer av bäddar kommer dock *slip velocity* att vara viktig att ta hänsyn till. [23]

4.4 Beräkning av partikelkoncentration

Partikelkoncentrationen i bränslereaktorns olika segment kan beräknas genom att tryckskillnaden över segmentet samt reaktorns tvärsnittsarea är känt. Den totala tryckskillnaden som erhålls från mätdata inkluderar såväl tryckskillnaden för partiklarna som tryckskillnaden för gasen och kan uttryckas med följande ekvation:

$$\Delta P = \Delta P_p + \Delta P_g = \rho_p \cdot (1 - \epsilon) \cdot g \cdot \Delta h + \rho_g \cdot \epsilon \cdot g \cdot \Delta h \tag{12}$$

där ΔP_p är tryckskillnaden för partiklarna, ΔP_g är tryckskillnaden för gasen, ϵ är bäddens porositet, och Δh är höjdskillnaden över det område som studeras.

Då tryck är ekvivalent med kraft per yta och kraften kan uttryckas som massan multiplicerat med gravitationen, kan massan partiklar i segment i bestämmas genom att tryckskillnaden för partiklarna bryts ut ur ekvationen ovan.

$$m_{p,i} = \frac{\Delta P_{p,i} \cdot A_{tv}}{g} = \frac{(\Delta P_i - \rho_g \cdot \epsilon \cdot g \cdot \Delta h_i) A_{tv}}{g}$$
(13)

där A_{tv} är tvärsnitttsarean för bränslereaktorn.

Volymen som partiklarna tar upp i respektive segment kan beräknas med hjälp av ovan erhållna massa samt partikeldensiteten.

$$V_{p,i} = \frac{m_{p,i}}{\rho_p} \tag{14}$$

Slutligen bestäms partikelkoncentrationen i segment i genom att volymen som partiklarna tar upp i segmentet divideras med den totala volymen för respektive segment.

$$C_{p,i} = \frac{V_{p,i}}{V_{tot,i}} \tag{15}$$

5 Metod

Arbetet inleddes med en litteraturstudie om CLC och fluidiserade bäddar som bidrog med förståelse och gav en god grund för resterande arbete. Litteraturstudier genomfördes även kontinuerligt under arbetets gång.

Undersökningen om huruvida helium kan ersättas av luft gjordes endast i bränslereaktorn. För att förenkla jämförelsen isolerades bränslereaktorn vid körningarna genom att blockera de in- och utrelaterade partikellåsen till FR, alltså LS1 och LS3, medan LS2 fortfarande fluidiserades. Viktigt var att hålla bäddmassan i bränslereaktorn konstant, i denna studie runt 8 kg. Massan partiklar kunde beräknas från tryckskillnaden mellan botten och toppen av reaktorn samt reaktorns tvärsnittsarea enligt ekvation 16.

$$m_b = \frac{\Delta P \cdot A_{tv}}{g} \tag{16}$$

Märk väl att gasfasens bidrag till tryckfallet inte tas i beaktande här. Denna funktion byggdes in i anläggningens kontrollprogram LabView, vilket möjliggjorde en kontinuerlig kontroll av bäddmassan i bränslereaktorn. Bädden i reaktorn är intressant både med avseende på höjd och massa. Bäddhöjden önskades vara sådan att splash zone hamnade mellan FR4 och FR7 eftersom resultaten då enklare kunde utvärderas och jämföras med teorin. Detta lyckades dock inte fullt ut, utan splash zone låg runt FR7.

De praktiska försöken utgick från ett lugnt bubblande referensfall i 100 kW- anläggningen, se Bilaga B, som i kallmodellen motsvarades av 110 L_n/min för helium. Resterande heliumkörningar valdes på ett sådant sätt att bränslereaktorn kunde studeras under olika hög grad av fluidisering genom att öka fluidiseringshastigheten.

Till varje körning av helium var tre olika körningar med luft relaterade, där de fyra parametrarna u_0 , u_0-u_{mf} , u_0/u_t och u_0-u_t hölls konstanta var för sig. Eftersom värdet på u_{mf} var försumbart i förhållande till u_0 blev luftkörningar då parametern u_0-u_{mf} hölls konstant ekvivalenta med de luftkörningar då u_0 var konstant. Vilka luftflöden som skulle köras bestämdes genom att varje parameter skulle vara densamma för luft som för helium. Värden på egenskaper som behövdes för att beräkna u_t och u_{mf} erhölls ur litteratur [23] och de beror på vilka partiklar bädden består av samt vilket fluidiseringsmediumet är. För att hålla de olika parametrarna konstanta under körningarna varierades luftens flödeshastighet. Volymsflödet för luft och för helium kommer därför nödvändigtvis inte vara lika stora. För beräkningsgång se avsnitt 4.3. Experimentell bestämmelse av u_{mf} gjordes genom att flödeshastigheten varierades stegvis tills bubblor visuellt kunde studeras i bädden. Samtliga flöden som testats återfinns i Tabell 6 i Bilaga A.

Körningarna genomfördes genom att volymsflöden för FR och LS2 definierades i kontrollprogrammet, där volymsflödet för FR var det beräknade och volymsflödet i LS2 alltid var det maximalt möjliga, 13 L_n /min för luftkörningarna och 20 L_n /min

för heliumkörningarna. Varje luftkörning varade i 10 minuter och heliumkörningarna varade under cirka 20 minuter. Den längre tiden för heliumfallet beror på att de tidsintervall då kompressorn var igång påverkade experimenten, vilket medförda att dessa intervall exkluderades. Utvärdering av likheten mellan de två gaserna som fluidiseringsmedium gjordes med hjälp av tryck- och koncentrationsprofiler samt tryck- u_0 -grafer vid körning med luft och med helium.

För att en jämförelse mellan körningarna i kallmodellen och 100 kW-anläggningen ska vara möjlig har tryckdata från kallmodellen skalats upp enligt ekvation 17. [1]

$$\Delta P_{g,v} = \frac{\rho_{p,v}}{f_{skalning}\rho_{p,k}} \Delta P_{g,k} \tag{17}$$

 ΔP_g är tryckskillnaden relativt ett referenstryck, v är 100 kW-anläggningen, k kallmodellen, ρ_p är partikeldensiteten, och $f_{skalning}$ är skalningsfaktorn, se avsnitt 4.2.2.

Undersökning av sluggningen i bränslereaktorn gjordes genom två metoder. Den första var en okulär studie av bäddmassans utseende och storlek, med hjälp av filmdokumentation från en extern videokamera. I den andra metoden jämfördes främst standardavvikelsen av trycket mot u_0 samt tryck- och koncentrationsprofilerna.

För att avgöra vid vilken fluidiseringshastighet bädden övergick från att vara bubblande till att vara cirkulerande gjordes visuella bedömningar av när partiklar observerades i CY2. Genom att samla upp och mäta de cirkulerande partiklarna i bränslereakorn som passerade utloppet av CY2 under en viss tid kunde jämförelser göras mellan de olika fluidiseringsgaserna. Efter CY2 sitter en vridspjällventil, se Figur 9, som gör det möjligt att hindra partiklarna från att falla ned till LS2. Genom att stänga ventilen kunde mängden cirkulerade partiklar mätas, vilket utfördes för elva flöden med luft och för fem flöden med helium. Anledningen till att färre mätningar utfördes för helium var att anläggningen inte klarade av att hålla alla partikellås till och från FR (LS1 och LS3) blockerade vid höga flöden. Tvärsnittsarean för röret under CY2, som erhölls från Pontus Markström, avdelningen energiteknik och miljö, Chalmers tekniska högskola, multiplicerades med uppmätt höjd över vridspjällsventilen. Medeltiden, \bar{t} , det tog att mäta denna höjd partiklar beräknades och massflödet partiklar beräknades sedan med ekvation 18 för både luft och helium.

$$\dot{m} = \left(\frac{hA_{tv}}{\bar{t}}\right)\rho_b \tag{18}$$

Därefter konstruerades en graf illustrerande hur massflödet varierade med volymsflödet för respektive fluidiseringsgas och cirkulationen kunde jämföras.



Figur 9: Vridspjällsventilen som användes vid cirkulationsflödesmätningen.

6 Resultat

I detta kapitel presenteras resultaten uppdelade i tryck, koncentration, standardavvikelse av trycket, samt cirkulationsflödesmätning. Dessa presenteras i figurer och tabeller. Från experimenten erhölls absoluta tryck och skillnad i tryck mellan tryckpunkter i bränslereaktorn samt massflödet av partiklar i toppen av cyklonbenet under CY2. Utifrån tryckdatan kunde dessutom koncentration och standardavvikelse av trycket beräknas.

6.1 Tryck

Resultaten presenteras i figurer där tryckskillnad varierar med fluidiseringshastigheten, u_0 , i olika delar av bränslereaktorn, samt i figurer där det absoluta trycket jämförs med höjden i bränslereaktorn. Utifrån tryckdata beräknades standardavvikelsen av trycket i olika delar av bränslereaktorn.

Testkörningarna för att ta fram minsta fluidisationshastigheten, u_{mf} , resulterade i att u_{mf} för helium uppnåddes vid 0,0124 m/s (4,6128 L_n/min). För luft var det inte lika lätt att avgöra när u_{mf} hade uppnåtts, men vid 0,016 m/s (6,0 L_n/min) obeserverades tydliga bubblor i bädden. Skillnaden mellan det experimentellt och teoretiskt framtagna u_{mf} var mycket liten, vilket är anledningen till att det teoretiska värdet användes. Skillnaden mellan u_0 och u_0 - u_{mf} är av större betydelse för låga flödeshastigheter, men då det lägsta flödet som testats (110 L_n/min) endast gav en skillnad på omkring 1 L_n/min ansågs u_{mf} försumbar relativt u_0 för samtliga fall.

6.1.1 Höjd-tryck



Figur 10: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,2957 m/s (110 L_n/min), samt motsvarande luftflöden uppskalade till 100 kW-anläggningen

I Figur 10 visas jämförelsen av tryck över bränslereaktorn mellan alla körningar i kallmodellen med referenskörningen i 100 kW-anläggningen, se Bilaga B. Det absoluta trycket längst ner i reaktorn, vid FR1, är större i 100 kW-anläggningen än i kallmodellen vilket innebär att bäddmassan är större i 100 kW-anläggningen.

Tabell 2: Kvoter mellan lutningen för körningar i kallmodellen och 100 kW-anläggningen för höjd-tryck-mätningarna.

	FR1-FR4	FR4-FR7	FR7-FR8
He	1,856	0,948	
$u_0 \text{ och } u_0 \text{-} u_{mf}$	$1,\!909$	0,756	—
u_0 - u_t	1,779	$0,\!873$	—
u_0/u_t	$1,\!809$	$0,\!830$	—

I Tabell 2 presenteras kvoter mellan lutningen för körningarna mellan två punkter i kallmodellen och 100 kW-anläggningen. Jämförelsen begränsades av kallmodellens tryckpunkter eftersom den har färre tryckpunkter än 100 kW-anläggningen. Lutningen av hur trycket varierade i bränslereaktorn visar på hur tryckfallet förändras. Om värdet av skillnad i lutning är nära 1 innebär det att körningarna i kallmodellen tryckmässigt beter sig liknande 100 kW-anläggningen. Kvoten av lutningarna i FR7-FR8 studeras inte, då det inte finns några partiklar högt upp i bränslereaktorn vid låga fluidiseringshastigheter.

Körningar från kallmodellen liknar körningen från 100 kW-anläggningen mest i segmentet FR4-FR7, vilket tyder på att *splash zone* är liknande i de båda anläggningarna. u_0 var den parameter som stämde sämst överens med 100 kW-körningen över hela bränslereaktorn. Mellan FR1-FR4 stämde u_0 - u_t bäst och i FR4-FR7 stämde helium bäst.



Figur 11: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,2957 m/s (110 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.

I Figur 11 presenteras tryckvärden för en heliumkörning med tre tillhörande luftkörningar. Detta för att kunna se skillnaden mellan helium och luft som fluidiseringsgas. Alla flöden gav liknande utseende som Figur 11, där trycket minskade med höjden i bränslereaktorn, se Figur 18-27, Bilaga C.1.

Vid analys av skillnaden mellan de två fluidiseringsgaserna studerades kvoten av lutningarna mellan de olika mätpunkterna för helium- och luftkörningarna, vilket

presenteras i Tabell 3. Lutningen av hur trycket varierade i bränslereaktorn visar på hur tryckfallet förändras. Om värdet av skillnad i lutning är nära 1 innebär det att luft och helium tryckmässigt beter sig liknande som fluidiseringsmedium. Flödena presenteras i L_n/min för att det är det värdet som förs in i modellens kontrollprogram.

Lutningen mellan trycket i FR1 och FR4 för luftkörningen med konstant u_0 skiljde sig aldrig med mer än 6 % från helium, förutom i körningen med högst u_0 . Även om u_0 , enligt teorin och även experimentellt var mest lik helium, skiljde sig alla luftkörningar förutom två aldrig med mer än 11 %.

Skillnaden i lutningen mellan trycken i FR4 och FR7 var minst vid körningar då u_0 var konstant. För körningar då u_0/u_t var konstant var skillnaden störst. Lutningen för körningar då u_0 var konstant skiljde sig med 4-27 % mellan luft och helium. Denna var dock bäst drygt hälften av körningarna. Ingen körning skiljde sig med mer än 28 %. Vid alla körningar förutom fyra stycken var lutningen för luft större än lutningen för helium, vilket innebär att det var ett större tryckfall vid heliumkörningarna än vid luftkörningarna.

Då tryckpunkten FR8 befinner sig högst upp i bränslereaktorn är endast de experiment där cirkulation uppkommit väsentliga att utvärdera. Av denna anledning studerades inte de körningar med en fluidiseringshastighet på mindre än eller lika med 0,65 m/s (240 L_n/min) för bränslereaktorns översta delar. Med undantag för två körningar, som avvek mindre, skiljde sig lutningen för luftkörningarna med 15-225 % från heliumkörningarna. I två tredjedelar av körningarna var lutningen för luftkörningarna större än lutningen för heliumkörningarna, vilket innebär att tryckfallet högt upp i reaktorn var större för helium än för luft.

6.1.2 Tryckskillnad-u₀

I figurerna nedan presenteras tryckskillnader mellan olika segment i bränslereaktorn för alla heliumkörningar och luftkörningar. Detta visar hur tryckskillnaden i olika delar av bränslereaktorn varierar med u_0 . För att förtydliga trenderna för luftkörningarna visas även figurer med medelvärdet av luftkörningarna.

Heliumkörning	Luftkörning	FR1 till FR4	FR4 till FR7	FR7 till FR8
$110 L_n/min$				
	$u_0 = 110 L_n/min$	1,029	0,798	
	$u_0 - u_t = 67 \text{ L}_n/\text{min}$	0,958	0,922	
	$u_0/u_t = 85 L_n/min$	0,974	0,876	
$140 L_n/min$, ,			
/	$u_0 = 140 \; L_n/min$	0,942	1,102	
	$u_0 - u_t = 97 L_n / min$	0,969	1,183	
	$u_0/u_t = 109 \text{ L}_n/\text{min}$	0.921	1,187	
180 L _n /min	0/ 0 11/	,	,	
	$u_0 = 180 \text{ L}_{\text{p}}/\text{min}$	0.978	0.941	
	$u_0 - u_t = 137 \text{ L}_{\text{m}}/\text{min}$	0.922	1 064	
	$u_0 u_t = 101 L_n/min$ $u_0/u_t = 140 L_t/min$	0.922	1,001	
210 L /min	a_0/a_t - 140 \mathbf{L}_n/\mathbf{m}	0,520	1,000	
$210 L_{\rm n}/{\rm mm}$	$u_{\rm c} = 210 {\rm L} /{\rm min}$	0.070	1 104	
	$u_0 = 210 \text{ L}_{n}/\text{mm}$	0,979	1,104	
	$u_0 - u_t = 107 L_n / \text{mm}$	0,952	1,102	
- 240 T / :	$u_0/u_t = 103 L_n/mm$	0,921	1,178	
$240 L_n/min$		1.010	1.0.10	
	$u_0 = 240 \text{ L}_n/\text{min}$	1,018	1,042	
	$u_0 \cdot u_t = 197 \mathrm{L_n/min}$	1,007	1,013	
	$u_0/u_t = 186 L_n/min$	1,003	1,001	
$270 \ L_n/min$				
	$u_0 = 270 \text{ L}_n/\text{min}$	1,026	1,169	0,948
	u_0 - $u_t = 227 \text{ L}_n/\text{min}$	0,984	1,186	2,136
	$u_0/u_t = 210 \ L_n/min$	0,970	1,213	$3,\!256$
$300 L_n/min$				
,	$u_0 = 300 L_n/min$	0,968	1,122	0,799
	$u_0 - u_t = 257 L_n / min$	0.929	1,143	1,277
	$u_0/u_t = 233 \text{ L}_n/\text{min}$	0.910	1.164	2.062
330 L _m /min				
	$u_0 = 330 \text{ L} / \text{min}$	0.960	1 084	0 735
	$u_0 = 0.00 \ \text{L}_n/\text{min}$	0.032	1,001	0.977
	$u_0 - u_t = 261 \text{ L}_n / \text{min}$	0,952	1,000	1 537
250 I /min	$u_0/u_t = 250 \text{ L}_n/\text{IIIII}$	0,304	1,112	1,001
$330 L_n/mm$	u = 250 I / min	1.016	1.052	0 792
	$u_0 = 550 \text{ L}_n/\text{IIIII}$	1,010	1,005	0,725
	$u_0 - u_t = 307 \text{L}_n / \text{min}$	0,971	1,087	0,852
	$u_0/u_t = 272 L_n/min$	0,932	1,136	1,411
$400 L_n/min$				
	$u_0 = 400 \text{ L}_n/\text{min}$	1,045	1,267	1,281
	$u_0 - u_t = 357 \text{ L}_n/\text{min}$	1,043	1,256	1,404
	$u_0/u_t = 311 \text{ L}_n/\text{min}$	0,979	1,277	2,690
$450 \ L_n/min$				
	$u_0 = 450 \text{ L}_{\text{n}}/\text{min}$	1,110	1,215	1,343
	u_0 - $u_t = 407 \text{ L}_n/\text{min}$	1,066	1,223	$1,\!699$
	$u_0/u_t = 349 L_n/min$	1,108	1,121	2,342
	, , ,	1 · · · · · · · · · · · · · · · · · · ·	L Contraction of the second	i i i i i i i i i i i i i i i i i i i

 Tabell 3:
 Kvoter mellan lutningen för luft- och heliumkörningarna för höjd-tryck-mätningarna.



Figur 12: Tryckskillnaden mellan FR1 och FR4 mot u_0 . (a) Heliumkörningen samt luftkörningarna för de tre parametrarna u_0 , u_0-u_t och u_0/u_t konstanta. (b) Heliumkörningen samt medelvärdet av luftkörningar.

Figur 12 åskådliggör att tryckskillnaden minskade med en tillsynes linjär trend med ökande u_0 för både luft och helium i reaktorns nedre del. Den största tryckdifferensen mellan heliumkörningarna och medelvärdet av luftkörningarna är ungefär 500 Pa, vid u_0 ungefär 0,37 m/s.



Figur 13: Tryckskillnaden mellan FR4 och FR7 mot u_0 . (a) Heliumkörningen samt luftkörningarna för de tre parametrarna u_0 , u_0-u_t och u_0/u_t konstanta. (b) Heliumkörningen samt medelvärdet av luftkörningar.

Figur 13(a) visar att tryckskillnaden till en början ökade med ökande u_0 . När u_0 närmade sig cirkulationshastigheten sjönk dock trycket med ökande u_0 . Från Figur 13(b) kan även utläsas att utseendet på kurvan som tillhör luftkörningarna överensstämde bättre med kurvan för heliumkörningarna för hastigheter större än cirkulationshastigheten. Tryckskillnaden mellan dem var dock större då. Den största tryckskillnaden på omkring 1000 Pa inträffade vid en fluidiseringshastighet av cirka 1,1 m/s. Vid flöden lägre än cirkulationshastigheten var tryckskillnaden som störst ungefär 500 Pa.



Figur 14: Tryckskillnaden mellan FR7 och FR8 mot u_0 . (a) Heliumkörningen samt luftkörningarna för de tre parametrarna u_0 , u_0-u_t och u_0/u_t konstanta. (b) Heliumkörningen samt medelvärdet av luftkörningar.

Figur 14(a) åskådliggör hur tryckskillnaden ökade med ökande u_0 . Till en början var skillnaden mellan luft- och heliumkörningarna liten. När u_0 närmade sig cirkulationshastigheten avvek alla punkter från trenden och luftkörningarna skiljde sig mer från varandra och från helium än tidigare. Medelvärdet av luftkörningarna följde dock heliumkörningarna bättre. Den största avvikelsen av tryckskillnaden var 90 Pa, vid u_0 ungefär 1,15 m/s.

6.1.3 Standardavvikelse av tryck-u₀





Figur 15: Standardavvikelsen av trycket mot u_0 vid olika tryckpunkter i bränslereaktorn. (a) Heliumkörningar samt luftkörningar i FR1, (b) Heliumkörningar samt medelvärdet av luftkörningar i FR1, (c) Heliumkörningar samt luftkörningar i FR4, (d) Heliumkörningar samt medelvärdet av luftkörningar i FR4

Figur 15 visar hur standardavvikelsen av tryck för heliumkörningen samt alla luftkörningar varierade med fluidiseringshastigheten för de två mätpunkterna FR1 och FR4. Figur 15(b) och (d) åskådliggör medelvärdet av luftkörningarna samt för motsvarande heliumkörningar. Standardavvikelsen av trycket minskade med höjden av bränslereaktorn. I den nedre delen av bränslereaktorn ökade standardavvikelsen med trycket för låga u_0 . Vid cirkulationshastigheten ökade skillnaden i standardavvikelse mellan helium och luft. Alla körningar nådde ett maxima i standardavvikelse, varefter den minskade.

Tabell 4: Maximala standardavvikelser av tryck för luft och helium med tillhörande u_0 samt kvoten mellan luft och heliums medel-standardavvikelser.

	$\sigma(P)_{max}$, [Pa]	$u_0 \text{ vid } \sigma(P)_{max}, \text{ [m/s]}$	$\frac{\sigma(P)_{medel,luft}}{\sigma(P)_{medel,He}}$
FR1: He	3285	0,8871	
FR1: Luftmedelvärde	1944	0,7890	61~%
FR4: He	1472	1,2097	
FR4: Luftmedelvärde	1099	$0,\!6667$	74 %

En jämförelse mellan heliumkörningarna och medelvärdet av luftkörningarna visas i Tabell 4. Tryckvariationerna var större för helium i de båda segmenten och variationerna var för de både gaserna större i FR1 än i FR4. Kvoten mellan medelvärdet av standardavvikelsen av trycket för luft och helium var mindre för FR1, vilket innebär att helium- och luftkörningarnas standardavvikelse skiljer sig mer från varandra i FR1 än FR4.

6.2 Höjd-partikelkoncentration



Figur 16: Höjden mot partikelkoncentrationen för heliumflödet 0,2957m/s (110 L_n/min), samt motsvarande luftflöden

Figur 16 visar hur partikelkoncentrationen varierar med höjden av bränslereaktorn. De nedersta punkterna illustrerar skillnaden i koncentration mellan segment FR1 och FR4, de mellersta koncentrationen mellan FR4 och FR7 och de översta således mellan FR7 och FR8. För alla flöden minskade partikelkoncentrationen med höjden. Resultat för övriga flöden har liknande utseende som Figur 16 och återfinns i Figur 28-37, Bilaga C.2. Genom att jämföra lutningarna för heliumoch luftkörningarna gavs en indikation på hur lika de båda fluidiseringsmediumen fördelade partiklar över bränslereaktorn. Jämförelsen presenteras i Tabell 5.

Heliumkörning	Luftkörning	FR1-FR4 till FR4-FR7	FR4-FR7 till FR7-FR8		
$110 L_n/min$					
	$u_0 = 110 \text{ L}_n/\text{min}$	$1,\!619$			
	$u_0 - u_t = 67 \mathrm{L_n/min}$	1,004			
	$u_0/u_t = 85 \text{ L}_n/\text{min}$	1,130			
$140 L_n/min$					
	$u_0 = 140 \text{ L}_n/\text{min}$	$0,\!615$			
	u_0 - $u_t = 97 L_n/min$	0,587			
	$u_0/u_t = 109 \; L_n/min$	0,507			
$180 L_n/min$					
	$u_0 = 180 \text{ L}_{n}/\text{min}$	1,087			
	$u_0 - u_t = 137 L_n / \min$	0,703			
	$u_0/u_t = 140 L_n/min$	0,745			
$210 L_n/min$					
	$u_0 = 210 \text{ L}_n/\text{min}$	0,579			
	$u_0 - u_t = 167 \text{L}_n / \text{min}$	0,422			
	$u_0/u_t = 163 L_n/min$	0,396			
$240 L_n/min$	· · ·				
	$u_0 = 240 \text{ L}_{n}/\text{min}$	0,967			
	$u_0 - u_t = 197 L_n / min$	0,997			
	$u_0/u_t = 186 L_n/min$	1,019			
$270 L_n/min$					
	$u_0 = 270 \; L_n/min$	0,745	1,178		
	$u_0 - u_t = 227 L_n / min$	0,649	1,170		
	$u_0/u_t = 210 \text{ L}_n/\text{min}$	0,605	1,190		
$300 L_n/min$,			
,	$u_0 = 300 L_n / min$	0,637	1,136		
	$u_0 - u_t = 257 \text{L}_n / \text{min}$	0,548	1,139		
	$u_0/u_t = 233 \text{ L}_n/\text{min}$	0,505	1,147		
$330 L_n/min$					
	$u_0 = 330 L_n / min$	0,691	1,103		
	$u_0 - u_t = 287 \text{L}_n / \text{min}$	0,632	1,088		
	$u_0/u_t = 256 \text{ L}_n/\text{min}$	0,559	1,101		
$350 L_n/min$					
,	$u_0 = 350 L_n / min$	0,897	1,070		
	$u_0 - u_t = 307 L_n / min$	0,724	1,097		
	$u_0/u_t = 272 \text{ L}_n/\text{min}$	0,599	1,128		
$400 L_n/min$,	,		
** /	$u_0 = 400 L_n / min$	0,680	1,266		
	$u_0 - u_t = 357 L_n / min$	0,687	1,250		
	$u_0/u_t = 311 \text{ L}_n/\min$	0,571	1,251		
450 L _n /min	·/ · · · · · · · · · · · · · · · · · ·	,	,		
**/	$u_0 = 450 \text{L}_n/\text{min}$	0,920	1,209		
	$u_0 - u_t = 407 L_n / min$	0,810	1,207		
	$u_0/u_t = 349 \text{ L}_n/\text{min}$	1,071	1,094		

Tabell 5: Kvoter mellan lutningen för luft- och heliumkörningarna för höjdpartikelkoncentration-mätningarna.

Tabell 5 visar att lutningen mellan koncentrationen i FR1-FR4 och FR4-FR7 skiljde sig med mindre än 10 % i sju av körningarna. Resterande körningar skiljde sig med upp till 62 %. Vid körningar med cirkulation, med ett flöde större än 0,65 m/s (240 L_n/min), var alla kvoter mellan lutningen av luft- och heliumkörningarna mindre än 1. Detta betyder att heliumlutningen var högre än luftlutningen, vilket innebär att vid körning av helium som fluidiseringsmedium var partiklarna mer utspridda mellan tryckpunkterna FR1 och FR7.

Då tryckpunkten FR8 befinner sig högst upp i bränslereaktorn var endast de experiment där cirkulation uppkommit väsentliga att utvärdera. Av denna anledning studerades inte de körningar med en fluidiseringshastighet mindre än eller lika med 0,65 m/s (240 L_n/min). Lutningen mellan koncentrationen i FR4-FR7 och FR7-FR8 skiljde sig med 10-26 % i alla körningarna förutom fyra körningar. Alla kvoter mellan lutningen av luft- och heliumkörningarna var större än 1. Detta innebär att lutningen var högre för experimenten med luft än med helium, vilket medför att vid körning av luft som fluidiseringsmedium var partiklarna mer utspridda mellan tryckpunkterna FR4 och FR8.

6.3 Cirkulationflödesmätning

För att undersöka hur de båda fluidiseringsmedierna påverkade cirkulationen av partiklar i reaktorn genomfördes cirkulationsmätningar efter FR, strax under CY2. Detta utfördes för både luft och för helium och Figur 17 visar hur partikelcirkulationen varierade med olika u_0 .



Figur 17: Partikel
cirkulation genom CY2 då luft respektive helium används som fluidis
eringsmedium vid olika u_0 .

7 Diskussion

Detta projekt har två huvudsyften som är relaterade till varandra genom att de båda kan utvärderas genom analys av fluiddynamiken i kallmodellens bränslereaktor. I detta avsnitt presenteras diskussionen av projektet uppdelat efter dessa två huvudmoment.

7.1 Ersättning av helium med luft

Vid beslut om helium kan ersättas av luft är likheter för de olika gasernas fluiddynamik av betydelse. Hur exakt denna likhet behöver vara är svårt att säga och det kommer troligen vara upp till brukaren av den experimentella utrustningen att bestämma hur stor noggrannhet som krävs för det specifika fallet.

I reaktorns nedre del verkar luft vara ett bra substitut till helium som fluidiseringsgas, då gasens betydelse här är liten jämfört med partiklarnas på grund av den stora skillnaden i densitet dessa emellan. Detta gjorde att gasens densitet kunde försummas i denna del av reaktorn, vilket gav en mycket liten skillnad i dynamik mellan luft och helium, som framgår av Tabell 3. Denna slutsats stärktes av att samma resultat erhölls oberoende fluidiseringshastigheten. Parametern u_0 vid luftkörningarna var den som från resultaten i fem fall av elva visade sig stämma bäst överens med heliumfallet långt nere i bränslereaktorn. Dock avvek den parametern aldrig med mer än 11 % från heliumfallet. Det syns i Tabell 3 och stärks av teorin, då den ska vara bäst i en tät bädd, se avsnitt 4.3. Det som dock talar emot att helium skulle kunna bytas ut mot luft som fluidiseringsmedium är att gaserna inte spred ut partiklarna likadant i reaktorns nedre del. Helium gav en större bäddexpansion än luft och partiklarna var mer jämt fördelade med helium som fluidiseringsgas. Enligt kvoterna av lutningen mellan luft- och heliumkörningarna mellan FR1-FR4, som presenteras i Tabell 5, var u_0 den parameter som bäst representerade heliumfallet för området FR1-FR4, vilket stöds av teorin, se avsnitt 4.3.

För segment FR4-FR7 försvårades jämförelsen av luft och helium som fluidiseringsmedium genom att segmentet varierade mellan att vara en tät bädd och en bädd som befann sig vid *splash zone*. Detta gjorde att utvärderingen inte kunde utgå från att enbart en parameter skulle stämma bäst överens med heliumkörningarna. Enligt teorin, se avsnitt 4.3, ska *splash zone* bäst beskrivas av parametern u_0/u_t och den täta bädden av parametern u_0 . Utifrån höjd-trycksynpunkt var någon av dessa parametrar bäst nio gånger av elva. Den största procentuella skillnaden mellan lutningen för de två fluidiseringsgaserna var 28 %. Tryckfallet var större då helium användes som fluidiseringsmedium än då luft användes, vilket kan förklaras genom att partiklarna spred ut sig mindre över segment FR4-FR7 med helium. Båda fluidiseringsmediumen uppvisade en liknande trend för hur tryckskillnaden över segment FR4-FR7 förändrades med fluidiseringshastigheten. Tryckskillnaden ökade med fluidiseringshastigheten fram till dess att cirkulationshastigheten nåddes, för att därefter minska. Detta kan förklaras med att vid lägre hastigheter var nettotransporten av partiklar till segmentet positivt. När detta skedde ökade trycket över FR4 samtidigt som trycket i punkt FR7 var förhållandevis oförändrat. Då hastigheten överskred cirkulationshastigheten började partiklar att lämna segmentet, vilket bidrog till ökande tryck även vid FR7 och därmed minskad tryckskillnad. Oregelbundenheten kan bero på att tryckpunkt FR7 befann sig i samma område som *splash zone*.

För bränslereaktorns övre del, FR7-FR8, fanns inga eller få partiklar, vilket gjorde att de absoluta trycken blev lägre än för övriga segment. Därför påverkade mätutrustningens brussignaler reaktorns övre segment mer, vilket kan vara en förklaring till de stora skillnaderna i lutning mellan fluidiseringsmediumen för höjd-tryckmätningarna. Mätningarna av cirkulationshastigheterna, se avsnitt 7.1.1, pekade på ojämn cirkulation, speciellt vid körningar med lägre fluidiseringshastigheter, vilket även det kan vara en anledning till att skillnaden i lutning var stor. Teoretiskt sett borde körningarna då u_0 - u_t hölls konstant vara bra i detta område. Undersökningarna visade att alla parametrar gav mest likhet mellan helium och luft för något fall. Dock var u_0 - u_t den som flest gånger stämde bäst. Den stora skillnaden i lutning mellan luft och helium för mätning av tryckfall och koncentration kan bero på att hänsyn tagits till gasernas olika densitet i det senare fallet. Densiteten har större betydelse högt upp i reaktorn, på grund av att förhållandet mellan mängd gas och partiklar där var större än för reaktorns nedre delar. Detta gör att resultat och slutsatser från koncentrationsberäkningarna utgjorde en mer rättvis jämförelse i området FR7-FR8. I bränslereaktorns översta del ökade tryckskillnaden då hastigheten ökade. För låga hastigheter fanns inga partiklar vid varken FR7 eller FR8 och skillnaden i partikelkoncentration mellan dem var därför liten. För ökande flöden fanns fler partiklar ovanför FR7, men inte lika många ovanför FR8 och skillnaden i partikelkoncentration mellan dem ökade därför med ökande flöden. Då flödet ökades ytterligare planade graferna ut, vilket syns i Figur 14. Detta beror på att mängden partiklar då även ökade vid tryckpunkt FR8.

Vid jämförelsen mellan referenskörningen i 100 kW-anläggningen och de uppskalade trycken i kallmodellen framkom motsättningar till tidigare resultat. För denna undersökning var u_0 den parameter som liknade 100 kW-körningen sämst över hela bränslereaktorn. Körningen med helium som fluidiseringsgas var inte det fall som var bäst i alla segment, vilket kan tyda på att körningar med luft i kallmodellen var mer lik 100 kW-körningar än med helium. Anledningen till att värdena i Tabell 2 skiljer sig så mycket från värdet 1, är för att det finns mer bäddmassa i 100 kW-anläggningen än i kallmodellen. Utan fler jämförelser mellan körningar från kallmodellen och 100 kW-anläggningen är det dock svårt att dra en slutsats kring detta.

7.1.1 Cirkulationflödesmätning

Figur 17 visar att med luft som fluidiseringsgas cirkulerade fler partiklar än med helium. För att kunna analysera skillnaderna i cirkulation av partiklar mellan de två gaserna djupare skulle önskvärt vara att ha fler heliummätningar att jämföra luftfallen med. Då dessa inte gick att erhålla, på grund av praktiska problem med partikellåsen för höga flöden, kan en säker slutsats inte dras. Klart är dock

att fluidiseringsgaserna inte hade samma förmåga att lyfta partiklar, då de olika gasernas kurvor för cirkulation av partiklar inte följde varandra.

7.2 Sluggning

Både uppmätt data och inspelade videofilmer visade på att sluggning förekommer i kallmodellens bränslereaktor. Bubblor uppstod redan vid låga gashastigheter vilket överensstämmer med teorin om partiklar av typen Geldart B, se avsnitt 4.1.3. Data från standardavvikelse och höjd-partikelkoncentration pekade på att risken för sluggning var större när helium används som fluidiseringsgas. Enligt teorin bör sluggning av axiell typ förekomma eftersom partiklarna är av typ Geldart AB, se avsnitt 4.1.2 och 4.1.3. Det finns även en risk att platta sluggar skulle kunna uppstå eftersom gasbubblor i en bädd med partiklar av typen Geldart B kan växa sig stora. Den höga bäddhöjden relativt diametern ger enligt teorin stor risk för gasbubblor att hinna växa sig stora. Det är dock svårt att avgöra utifrån videodokumentationen om sluggarna i reaktorn var av axiell eller platt typ.

I Figur 15a följde kurvorna för helium och luft samma form och utseendet överensstämmer med teorin. Dock ökade standardavvikelsen för helium fortare än standardavvikelsen för luft, vilket skedde runt den hastighet då bädden började cirkulera. Eftersom helium hade en högre standardavvikelse än luft vid FR1 var risken för sluggning i denna punkt större då helium användes som fluidiseringsgas. Den kritiska hastigheten, u_c , är enligt teorin den hastighet där standardavvikelsen, och därmed risken för sluggning, är som störst. För både luft och helium låg u_c mellan cirka 0,7 och 0,9 m/s och är hastigheter som bör undvikas.

Den uppmätta datan av standardavvikelse vid FR4, se Figur 15c, följde inte en riktigt lika tydlig kurva som vid FR1. Tendensen till samma form fanns, men det var svårt att avgöra huruvida standardavvikelsen för helium hade nått sitt maxima eller ej. Detta skulle kunna innebära att luft avviker från helium inte bara vad gäller maximala storleken på standardavvikelsen utan även var detta maxima inträffar. På liknande sätt som vid FR1 ökade standardavvikelsen för helium snabbt vid cirkulationshastigheten vid FR4, men den relativa avvikelsen mellan kurvorna var inte lika stor, vilket åskådliggörs i Tabell 4. Innan cirkulering följde helium och luft varandra bra i denna graf. Som diskuterats ovan var det inte lika lätt att urskilja ett maxima i standardavvikelse vid FR4 som det var för FR1, vilket gör att fluidiseringshastighetsintervallet som bör undvikas ökar till att ligga mellan 0,7 och 1,1 m/s. Vad gäller de två sista tryckpunkterna i reaktorn så befann sig såväl FR7 som FR8 ovanför den täta bädden och är därför inte av intresse då sluggning analyseras.

Genom att studera standardavvikelsen i FR1 och FR4 och notera att standardavvikelsen skiljde sig åt mellan de båda fluidiseringsgaserna, samt att kurvornas maxima inte låg vid samma gashastighet, kunde slutsatsen dras att luft antagligen inte är en bra ersättning till helium då sluggningsbeteendet ska studeras. Även om resultaten visade att luft gav mindre sluggning, vilket är fördelaktigt ur effektivitetssynpunkt, betyder detta också att det finns en skillnad mellan de två fluidiseringsgaserna och att luft i detta avseende inte speglar fluiddynamiken för helium.

Slutsatser gällande sluggning kan även dras genom att studera grafer och tabeller rörande höjd-partikelkoncentration, se Figur 16 samt Tabell 5. Från dessa grafer med tillhörande tabell studerades enbart reaktorns nedre del, från FR1 till FR7. Graferna visar hur koncentrationen varierade i reaktorn beroende på vilken fluidiseringsgas som användes. Det framgår att lutningen är högre för heliumkörningarna än för körningar med luft, vilket betyder att partikelkoncentrationsskillnaden mellan FR1 och FR7 var lägre och att partiklarna var mer jämt fördelade när helium användes som fluidiseringsgas. Detta innebär att partiklarna var utspridda på ett större område och att bäddens höjd var högre. Enligt teorin i kapitel 4.1.1 är risken för att sluggning uppkommer större vid högre bäddhöjd, som en följd av möjligheten att bilda större bubblor, vilket överensstämmer med att helium hade större standardavvikselse.

Analys av grafer och tabeller för höjd-tryck mellan FR1 och FR4 visar att helium och luft växelvis har högst lutning. Detta indikerar på att båda fluidiseringsgaserna spred partiklar förhållandevis lika. Som diskuterats ovan är det, sett över segment FR1 till FR7, en skillnad i hur de två fluidiseringsgaserna fördelade partiklar, vilket borde innebära att denna skillnad uppkom i segment FR4-FR7. Tabellen för höjd-tryck i segment FR4-FR7 visar att en tryckskillnad existerade. Tryckfallet var dock mindre för luft, vilket skulle innebära att luft spred partiklarna bättre än helium mellan FR1 och FR7. Detta motsäger slutsatsen som drogs från datan för höjd-partikelkoncentration. På grund av att tryckdatan är analyserad som om att trycket endast beror på partiklarna i reaktorn, och inte vilken fluidiseringsgas som används, ger datan för höjd-tryck inget realistiskt underlag för studier av sluggning. Beräkning av koncentrationen tar däremot hänsyn till gaserna och deras olika densiteter, vilket gör att koncentrationsdatan är mer tillförlitlig vid analys av sluggningsbeteende.

7.3 Felkällor

Kallmodellens bränslereaktor har begränsningar vad gäller möjlighet att ge ett helt pålitligt resultat, på grund av att antalet mätpunkter endast är fyra stycken. Om fler trycksensorer funnits i reaktorn hade noggrannare undersökningar kunnat genomföras och säkrare slutsatser dras. En särskilt önskvärd ytterligare trycksensor är strax ovanför distributionsplattan, alltså längst ned i reaktorn. I nuläget sitter mätpunkten cirka 1,5 cm ovanför plattan vilket ger ett missvisande värde på tryckdata från denna position i reaktorn.

Något egendomligt är att trots att varje luftkörning varade i cirka 10 minuter och att trycket i varje punkt är ett medelvärde av hela körningen, avviker luftkörningar med liknande fluidiseringshastighet vad gäller tryckskillnad och standardavvikelse. Oklart är dock hur stor inverkan avvikelsen faktiskt har, möjligtvis kan en skillnad på några hundra Pascal vara en acceptabel avvikelse. Möjliga förklaringar till olikheterna kan vara att bäddmassan inte är helt konstant, varken inom en körning el-

ler mellan olika körningar. Ytterligare körningar vid andra fluidiseringshastigheter hade givit säkrare slutsatser om hur likt de olika gaserna påverkar fluiddynamiken. Dessutom hade osäkerheten kring resultaten minskat om alla körningar hade utförts flera gånger.

Önskvärt vid experimenten var att hålla *splash zone* mellan FR4 och FR7. Detta eftersom parametern u_0/u_t då enkelt skulle kunna utvärderas mot data erhållen från dessa tryckpunkter. Dock uppnåddes inte detta då körningarna istället utfördes utifrån att bäddmassan skulle hållas konstant runt 8 kg. I realiteten befann sig *splash zone* snarare precis runt eller ovanför FR7. Detta har inte bidragit till att några felaktiga slutsatser gällande denna parameter har dragits då det alltid har varit i åtanke, men troligtvis hade slutsatser enklare och tydligare kunnat dras om *splash zone* befunnit sig i segmentet.

8 Slutsater

Slutsatsen av projektet är att luft och helium som fluidiseringsgaser inte ger upphov till samma fluiddynamik i hela bränslereaktorn. Denna slutsats baseras på alla ingående delar i projektet. Vid jämförelse mellan tryck och fluidiseringshastighet är det endast i den nedersta delen av reaktorn som luftkörningarna liknar helium, vilket inte är optimalt om hela reaktorn är av intresse. Skulle anledning finnas att bara undersöka den nedre delen av reaktorn kan fluidisering med luft dock anses vara ett tillräckligt bra subsitut för helium. För andra experiment kan ingen rekommendation vid byte av fluidiseringsgas ges.

Risken för att sluggning ska uppstå är som störst för hastigheter mellan 0,7-1,1 m/s, vilka därför ska undvikas då sluggning är oönskat. Resultaten visar även att körningar med helium som fluidiseringsgas tenderar att slugga mer än vad luftkörningarna gör och även detta visar på att luft inte kan ersätta helium utan ett noggrant övervägande.

Referenser

- P. Markström. Design, modelling and operation of a 100 kW chemical-looping combustor for solid fuels. PhD thesis, Chalmers tekniska högskola, energi och miljö, 2012.
- [2] J. Adanez et al. Progress in chemical-looping combustion and reforming technologies. Progress in Energy and Combustion Science, 38(2):215–282, april 2012.
- [3] M. Fischedick D. Vallentin, P. Viebahn. Underground Storage of CO2 and Energy, chapter 2, page 10. 2010.
- [4] D. Golomb H. Herzog. Carbon capture and storage from fossil fuel use. Encyclopedia of Energy, 1, 2004.
- [5] Bellona. Technology. URL: http://bellona.org/ccs/technology.html. [Hämtad 2013-02-04].
- [6] Maja B. Toftegaard et al. Oxy-fuel combustion of solid fuels. Progress in Energy and Combustion Science, 36(5):581–625, oktober 2010.
- [7] E.R. Gilliland W.K. Lewis. Pure production of carbon dioxide. Patent 2665972, 1954.
- [8] K.F. Knoche H.J. Richter. Reversibility of combustion processes, volume 235, pages 71–85. 1983.
- [9] M. Ishida et al. Evaluation of a chemical-looping-combustion powergeneration system by graphic exergy analysis. *Energy*, 12:147–154, februari 1987.
- [10] H. Thunman A. Lyngfelt. Capture and Separation of Carbon Dioxide from Combustion, volume 1, chapter 36. 2005.
- [11] E. Jerndal et al. Thermal analysis of chemical-looping combustion. Chemical Engineering Research and Design, 84(9):795–806, september 2006.
- [12] P. Viebahn et al. Comparison of carbon capture and storage with renewable energy technologies regarding structural, economic, and ecological aspects in germany. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1(1):121–133, januari 2007.
- [13] Faktablad om CCS-information om avskiljning och lagring av koldioxid. CCS Carbon Capture Vattenfall and Storage, juni 2010. URL: http://www.vattenfall.se/sv/file/3_Koldioxidavskiljning_genom_ precombustion1_11336711.pdf, [hämtad 2013-04-17].
- [14] M. McCally J. Fogarty. Health and safety risks of carbon capture and storage. JAMA, 303(1), januari 2010. URL: http://shalegas-bg.eu/download/ccs/ 100106-Health-Risks-CCS.pdf, [hämtad 2013-04-17].

- [15] Europeiska Unionen. Säker användning av teknik för avskiljning och lagring av koldioxid i europa, 2012. URL: http://ec.europa.eu/clima/ publications/docs/factsheet_ccs_sv.pdf, [hämtad 2013-04-17].
- [16] A. Lyngfelt P. Markström. Designing and operating a cold-flow model of a 100 kw chemical-looping combustor. *Powder Technology*, 222:182–192, maj 2012.
- [17] D. Kunii O. Levenspiel. *Fluidization Engineering*. Butterworth-Heinemann, 2nd edition, 1991.
- [18] P. Basu. Combustion and Gasification in Fluidized Beds. Taylor & Francis, 2006.
- [19] B. Leckner A. Svensson, F. Johnsson. Bottom bed regimes in a circulating fliudized bed boiler. *International Journal of Multiphase Flow*, 22(6):1187– 1204, november 1996.
- [20] D. Geldart. Types of gas fluidization. Powder Technology, 7(5):285–292, maj 1972.
- [21] A. Maripuu et al. Konstruktion av en heliumåtercirkulationsanläggning för en kallmodell av chemical-looping combustion. Technical report, Chalmers Tekniska Högskola, Energi och miljö, 2010.
- [22] P.A. Farrell L.R. Glicksman, M.R. Hyre. Dynamic similarity in fluidization. International Journal of Multiphase Flow, 20:331–386, mars 1994.
- [23] F. Johnsson D. Pallarès. Macroscopic modelling of fluid dynamics in largescale circulating fluidized beds. *Progress in Energy and Combustion Science*, 32(5-6):539–569, februari 2005.

Bilagor

A Experimentflödestabell

Tabell 6: Experiment som genomförts. I vänster kolumn syns heliumflödena i normalliter per minut. I resten av tabellen syns de luftflöden i normalliter per minut som kördes då parametern i tabellhuvudet hölls konstant.

	u_0	u_0/u_t	$u_0 - u_{mf}$	$u_0 - u_t$
Flöde 1 $= 110 L_n/min$	110	85	110	67
Flöde 2 $= 240 L_n/min$	240	186	240	197
Flöde 3 $= 350 L_n/min$	350	272	350	307
Flöde 4 $= 180 L_n/min$	180	140	180	137
Flöde 5 $= 300 L_n/min$	300	233	300	257
Flöde 6 $= 140 L_n/min$	140	109	140	97
Flöde 7 $= 210 L_n/min$	210	163	210	167
Flöde 8 $= 270 L_n/min$	270	210	270	227
Flöde 9 $= 330 L_n/min$	330	256	330	287
Flöde $10 = 400 L_n/min$	400	311	400	357
Flöde $11 = 450 L_n/min$	450	349	450	407

B Nedskalning av flöden

Tabell 7: Information on	100 kW-anläggningen	och dess flöden.
--------------------------	---------------------	------------------

100 kW															
Part	Gas	m_j) (k	g/h)	V_p(Ln	/min)	V_p	(L/	/min)	A_c (cm2)	u_	0 (n	n/s)	Mass dist. (%)
LS1	Steam	1,5	4	2,0	31,1	4	41,5	139,3	ų,	185,7	114,8	0,20		0,27	2,2
LS2 Fuel	Steam	0,0	-	1,0	0,0		20,7	0,0	-	92,9	114,8	0,00	170	0,13	1273
LS3	Steam	1,5	-	2,0	31,1	÷	41,5	139,3	÷	185,7	114,8	0,20	-	0,27	7,2
LS4	Steam	1,5	-	2,0	31,1		41,5	139,3	-	185,7	114,8	0,20	170	0,27	3,1
CS1	Steam	3,0	4	4,0	62,2	÷	82,9	278,6	-	371,5	225,0	0,21	-	0,28	5,7
CS2	Steam	3,0	-	4,0	62,2		82,9	278,6	=	371,5	225,0	0,21	173	0,28	5,7
CS3	Steam	3,0	÷	4,0	62,2	2	82,9	278,6	-	371,5	225,0	0,21	-	0,28	5,7
CS4	Steam	3,0	-	4,0	62,2	-	82,9	278,6	-	371,5	225,0	0,21	173	0,28	5,7
CR	Steam	5,0	4	10,0	103,6	2	207,3	464,3	4	928,7	82,1	1,08	343	2,07	4,0
FR	Steam	5,0	-	15,0	103,6	-	310,9	464,3	-	1393,0	186,4	0,60		1,55	16,3
LS2	Nitrogen	2,3	-	2,3	30,0	4	30,0	134,4	-	134,4	114,8	0,20	-	0,20	6,3
AR	Air	128,8	-'	194,0	1660,0	-	2500,0	7740,6	-	11657,5	1256,6	6,99	-	10,51	38,3
Coal screw	Nitrogen	2,3	÷	4,5	30,0	÷	60,0	134,4	-	268,8	0,85	26,37	-	52,75	
Total	Steam	26,5	6	48,0	549,3	8	995,0	2460,9	Ŭ.	4457,6	-	1991		5	55,4
Total	Nitrogen	4,5	,	6,8	60,0	6	90,0	268,8	į.	403,2	-	122		2	6,3

Total bedmass 277 FR bedmass 170,9

Tabell 8: Information om nedskalningen av 100 kW-anläggningen till kallmodellen och dess flöden.

	Cold-flow model with helium										
Part	Gas	m_p (kg/h)	V_p (Ln/min)	V_p (L/min)	A_c (cm2)	u_0 (m/s)	Mass dist. (%)	V_p,max (Ln/min)	V_p,use (Ln/min)	u_0,use (m/s)	u_0,use/u_t
LS1	He	2	32,8 - 43,7	35,2 - 46,9	38,2	0,15 - 0,20	2,2	18	18	0,08	0,16
LS2 Fuel		78	0,0 - 21,8	0,0 - 23,4	38,2	1	1711			1. North Bar 7, 200 1	
LS3	He	2	32,8 - 43,7	35,2 - 46,9	38,2	0,15 - 0,20	7,2	18	18	0,08	0,16
LS4	He	75	32,8 - 43,7	35,2 - 46,9	38,2	0,15 - 0,20	3,1	18	18	0,08	0,16
CS	He		262,1 - <mark>349,5</mark>	281,3 - 375,1	299,2	0,16 - 0,21	22,6	400	350	0,19	0,39
CR	He	2	109.2 - 218.4	117.2 - 234.4	27.3	0.82 - 1.56	4.0	200	110	0.67	1.34
FR	He	-	109.2 - 327.7	117.2 - 351.7	62.0	0.32 - 0.95	16.3	620	110	0.30	0.59
LS2	He	49		2	38,2	0,00 - 0,00	6,3	20	20		1000
AR	Air	=	600,0 - 1000,0	600,0 - 1000,0	417,8	1,66 - 2,75	38,3	2400	600		
Total	He	0,0 0,0	578,9 1048,5	621,3 1125,3	3 -	21 122	61,7	1294	644	-	-

 Total bedmass
 30,7

 FR bedmass
 18,9

 u_t (m/s)
 0,50

-	(16

Tabell 9: Information om maximala flöden för kallmodellen då den körs med luft.

Cold-flow model with air													
Part	Gas	m_p (kg/h)	V_p (Ln	/min)	V_p (L/min)	A_c (cm2)	u_0 (m/s)	Mass dist. (%)	V_p,max (Ln/min)	V_p,use (Ln/min)	u_0,use (m/s)	u_0,use/u_t	
LS1	Air	-	-	14,8	-	38,2	12	2,2	12	12	0,06	0,16	
LS2 Fuel		-	-		-	38,2		-			4,018,94104		
LS3	Air	-	-	14,8	-	38,2	19 - 21	7,2	12	12	0,06	0,16	
LS4	Air			14,8		38,2	120	3,1	12	12	0,06	0,16	
CS	Air	-	-	287,0	-	299,2	-	22,6	280	280	0,16	0,39	
											0.55		
CR	Air	-	90,2 -		-	27,3		4,0	140	90	0,55	1,34	
FR	Air	5	90,2 -		5	62,0	1252	16,3	430	90	0,24	0,59	
LS2	Air	-			-	38,2	121	6,3	13	13			
AR	Air	5	-		5	417,8	1.5	38,3	2400	600			
Total	Air	0.0 0.0	180.4	331.3	0.0 0	0		61.7	3299	1109	9 -	2	

 Total bedmass
 30,7

 FR bedmass
 18,9

 u_t (m/s)
 0,41

C Figurer

C.1 Höjd-tryck



Figur 18: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,3763 m/s (140 L_n /min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 20: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,5645 m/s (210 L_n /min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 19: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,4839 m/s (180 L_n /min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 21: Höjd mot tryck för heliumflödet $0,6452 \text{ m/s} (240 \text{ L}_n/\text{min})$, samt tillhörande luftflöden.



Figur 22: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,7258 m/s (270 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 24: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,8871 m/s (330 L_n /min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 26: Höjd mot tryck för heliumflödet 1,0753 m/s (400 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 23: Höjd mot tryck för heliumflödet $0,8065 \text{ m/s} (300 \text{ L}_n/\text{min})$, samt tillhörande luftflöden.



Figur 25: Höjd mot tryck för heliumflödet 0,9409 m/s (350 L_n /min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 27: Höjd mot tryck för heliumflödet 1,2097 m/s (450 L_n /min), samt tillhörande luftflöden.

C.2 Höjd-partikelkoncentration



Figur 28: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,3763 m/s (140 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 30: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,5645 m/s (210 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 29: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,4839 m/s (180 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 31: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,6452 m/s (240 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 32: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,7258 m/s (270 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 34: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,8871 m/s (330 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 36: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 1,0753 m/s (400 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 33: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet $0,8065 \text{ m/s} (300 \text{ L}_n/\text{min})$, samt tillhörande luftflöden.



Figur 35: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 0,9409 m/s (350 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.



Figur 37: Höjd mot partikelkoncentration för heliumflödet 1,2097 m/s (450 L_n/min), samt tillhörande luftflöden.