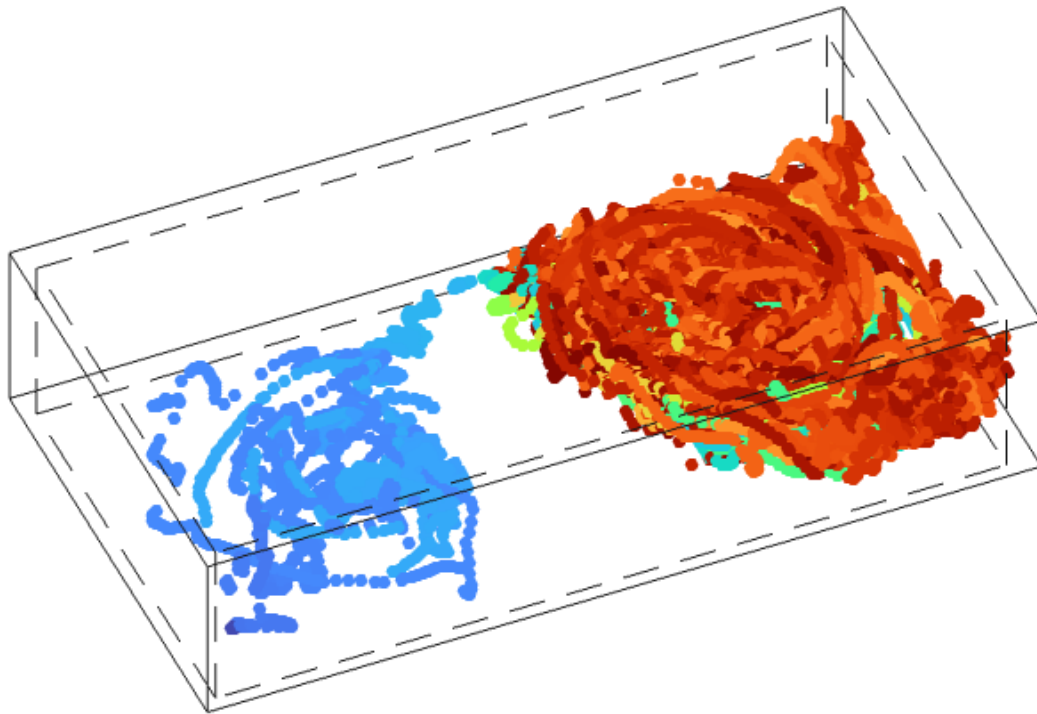




CHALMERS



Ombländning av råmaterial för hållbar energiomvandling i cirkulerande fluidiserade bäddar

Karaktärisering av biomassaliknande partiklars rörelse i bottenbädd-regionen

Kandidatarbete vid institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap

**SAMUEL BLOMQUIST, TESS ELLERTSSON,
MIKAEL ERIKSSON, MOA KARLSSON**

INSTITUTIONEN FÖR RYMD-, GEO- OCH MILJÖVETENSKAP

CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Göteborg 2024

www.chalmers.se

KANDIDATARBETE 2024

Omblandning av råmaterial för hållbar energiomvandling i cirkulerande fluidiserade bäddar

Karaktärisering av biomassaliknande partiklars rörelse i
bottenbädd-regionen

SAMUEL BLOMQUIST
TESS ELLERTSSON
MIKAEL ERIKSSON
MOA KARLSSON



CHALMERS
UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA
Göteborg 2024

Omblandning av råmaterial för hållbar energiomvandling i cirkulerande fluidiserade bäddar

Karaktärisering av biomassaliknande partiklars rörelse i bottenbädd-regionen

SAMUEL BLOMQUIST

TESS ELLERTSSON

MIKAEL ERIKSSON

MOA KARLSSON

© Samuel Blomquist, Tess Ellertsson, Mikael Eriksson och Moa Karlsson, 2024.

Handledare: Carolina Guio Perez, Institutionen för Rymd-, geo. och miljövetenskap

Examinator: David Pallarès, Institutionen för Rymd-, geo. och miljövetenskap

Examensarbete 2024

Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap

Chalmers Tekniska Högskola

SE-412 96 Göteborg

Telefon +46 31 772 1000

Omslagsbild: Rörelsebana för en magnetisk spårpartikel i bottenregionen av en cirkulerande fluidiserad bädd insamlad med MPPT.

Typsatt i L^AT_EX

Göteborg 2024

Omblandning av råmaterial för hållbar energiomvandling i cirkulerande fluidiserade bäddar

Karaktärisering av biomassaliknande partiklars rörelse i bottenbädd-regionen

Samuel Blomquist, Tess Ellertsson, Mikael Eriksson och Moa Karlsson

Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap

Chalmers Tekniska Högskola

Sammandrag

Att effektivisera energiomvandlingen av biomassa till el, värme och biobränslen för att bryta beroendet av fossila bränslen är av stort samhällsligt intresse. I enlighet med detta ämnar detta arbete bidra med ny kunskap gällande omblandning av biomassa i cirkulerande fluidiserade bäddar (CFB). Experimentuppställningen som arbetet använder består utav en fluiddynamiskt nedskalad CFB kallmodell i skala 1:13 jämfört med en kommersiell 200 MW-panna, ett magnetiskt partikelspårningssystem samt en spårpartikel. Resultatet av detta arbete visar att: (i) Det finns en flödesstruktur i modellens kammare som uppstår till följd av materialinflödet. Spårpartikelns rörelse är mer påverkad av flödesstrukturen än av bubblor i bädden och dess rörelse kan därför inte antas slumpmässig; (ii) Fluidiseringshastigheten påverkar flödesstrukturens utformning; (iii) Det finns en stagnant zon i kammaren. Under låga tryckskillnader i kammaren fastnar spårpartikeln i den stagnanta zonen och det finns ett tröskelvärde i tryckskillnad för vilken partikeln kan lämna zonen. Dessa slutsatser motiverar vidare forskning om flödesstrukturer inuti CFB:er.

Nyckelord: biomassa, bottenbädd-region, cirkulerande fluidiserade bäddar, fluidodynamiska skalning, flöde av bäddmaterial, MPT

Abstract

To streamline the energy conversion of biomass to power, heat and biofuels in order to break the fossil fuels dependency is of great societal interest. In accordance with this, this work aims to contribute with new knowledge concerning mixing of biomass in circulating fluidized beds (CFB). The experimental setup that the work makes use of consists of a fluid-dynamical downscaled CFB cold model in scale 1:13 compared to a commercial 200 MW boiler, a magnetic particle tracking system and a trace particle. The result of this work shows that (i) There exists a flow structure in the model's chamber that emerges from the inflow of solids; (ii) The fluidization velocity affects the flowstructure's shape; (iii) There is a stagnant zone in the chamber. During low pressure difference in the chamber the trace particle gets stuck in the stagnant zone and there exists a threshold value in pressure difference for which the tracer particle can leave the zone. These conclusions call for further research about flow structures inside CFBs.

Keywords: biomass, bottombed-region, circulating fluidized beds, fluid dynamical scaling, flow of solids, MPT

Förord

Detta arbete utgör ett kandidatarbete som genomförts vid institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap under perioden januari till maj 2024. Projektet pågick under 20 veckor och motsvarade halvtidsstudier. De fyra teknologerna som arbetat på projektet har bakgrunder inom olika program vilket har fått komma till nytta under kandidatarbetets gång.

We would like to extend our sincere gratitude to our supervisor, Carolina Guío Pérez, whose guidance and support have been invaluable throughout the project. Carolina aided us in navigating the complexities of a previously unfamiliar scientific field, while also allowing us to grow in confidence and build up our knowledge at our own pace.

Additionally, we express our gratitude to David Pallarès, our (killer) examiner, whose valuable insights and constructive feedback kept us on the right track at times when we were unsure of how to move forward.

Of course, this project would be nothing without our tracer Mr. Black (and its extended family), who one day decided to collaborate with the fluidization gods to provide us with the unexpected results we present in this report.

Samuel Blomquist, Tess Ellertsson, Mikael Eriksson och Moa Karlsson, Göteborg, maj 2024

Det kommer bli bra!

Notationer

Nedan följer en lista över notationer som använts i arbetet.

a	Avtagningskoefficient för stänkzonen [1/m]
C	Koncentration [kg/m ³]
C_{entr}	Koncentration av medfångade partiklar i bottenregionen [kg/m ³]
C_{H_b}	Koncentration i den kompakta bädden [kg/m ³]
ΔP	Total tryckskillnad över kammaren [kPa]
d_s	Partikeldiameter bäddmaterial [m]
ε_g	Volymandel som gasen uppehåller [-]
g	Gravitationskonstant (9,81) [m/s ²]
G_s	Cirkulationsflöde av bäddmaterial [kg/m ² s]
H_b	Höjd av den kompakta bädden [m]
K	Avtagningskoefficient för transportzonen [1/m]
L	Karakteristisk bäddlängd [m]
ϕ	Sfäricitet [-]
ρ_s	Densitet av bäddmaterialet [kg/m ³]
ρ_g	Densitet av gas [kg/m ³]
ρ_p	Densitet av spårpartikeln [kg/m ³]
v_0	Fluidiseringshastighet i toppen av kammaren [m/s]
v_{mf}	Minsta fluidiseringshastighet [m/s]
v_p	Spårpartikelns hastighet [m/s]
v_t	Bäddmaterialets gränshastighet [m/s]

Innehåll

Notationer	v
1 Inledning	1
1.1 Bakgrund	1
1.1.1 Tidigare forskning	2
1.1.2 Samhälleliga och etiska aspekter	3
1.2 Syfte	3
1.3 Avgränsningar	3
2 Teori	5
2.1 Fluidiserade bäddar	5
2.2 Omblandning inuti fluidiserade bäddar	6
2.3 Koncentrationsprofiler	7
2.4 Fluidodynamisk skalning	8
3 Metod	10
3.1 Experimentuppställning	10
3.2 Utförande av mätningar	12
3.2.1 Spårpartikel och undersökta driftförhållanden	12
3.2.2 Procedur vid mätning	12
3.3 Genomförande av dataanalys	13
3.3.1 Förbehandling av data	14
3.3.2 Visualisering av rörelsevillkor	14
3.3.3 Framtagning av tröskelvärde och brytpunkt	15
3.3.4 Visualisering av utbredning och rörelsemönster	16
4 Resultat & diskussion	17
4.1 Flödesstruktur i bädden	17
4.2 Utspridning för olika fluidiseringshastigheter	20
4.3 Rörelsevillkor	21
4.3.1 Rörelsevillkor vid medelhög fluidiseringshastighet	21
4.3.2 Lägre och högre fluidiseringshastigheter	22
4.4 Tröskelvärden och brytpunkter	25
4.4.1 Utspridning under tröskelvärdet	26
4.4.2 Utspridning mellan tröskelvärde och brytpunkt	27

Innehåll

5 Slutsatser & fortsatta studier	29
Litteratur	31
A Spårpartikelns utspridning i bädden för olika ΔP	I
B Utspridning och rörelseriktning i bädden för olika hastighetsintervall hos spårpartikeln	III
C Materialflöde	V
D Koncentrationsprofiler	VI

1

Inledning

Klimatomställningen är idag viktigare än någonsin och för att lyckas nå klimatmålen krävs en hållbar industri. Upp till en tredjedel av Sveriges växthusgasutsläpp kommer ifrån industrin [1]. För att skynda på en hållbar omställning är det av högsta prioritet att fasa ut användningen av fossila bränslen mot alternativa bränslen. Här har energisektorn en stor roll att spela för att förverkliga målen. En av de aktörer som har potential att göra ett betydande bidrag är biomassaindustrin [2].

För att omvandla fasta bränslen som biomassa till el och värme är användandet av fluidiserade bäddar en ledande teknik [3]. En fluidiserad bädd är en typ av reaktor där fasta partiklar får fluidliknande egenskaper genom suspension av gas. Biomassans fysikaliska och kemiska egenskaper är heterogena och innehållet av flyktiga ämnen är jämförelsevis hög [4]. Det kan skapa problem med förbränningen i konventionella pannor eftersom det är svårt att omvandla den termiska energin hos biomassa. Fluidiserade bäddar förbättrar dock blandningen av partiklar, eliminerar temperaturgradienter och minskar luftöverskottet, vilket ökar effektiviteten vid användning av biomassa som bränsle [5]. Fluidiserade bäddar har därför förmågan att effektivt bearbeta biomassa för att generera biokraft, biogas, bioolja och andra biobränslen, alla alternativ till fossila bränslen.

1.1 Bakgrund

Det första genombrottet för den fluidiserade bädden kom 1942 för katalytisk krackning men dess användningsområden har sedan dess blivit många [6]. De senaste åren har fluidiserade bäddar blivit mer populära och idag består hälften av Sveriges fjärrvärmeproduktion av fluidiserade bädd-pannor [7].

Inuti fluidiserade bäddar önskas en jämn fördelning av bränslepartiklar för att förbränningen ska vara effektiv [8]. Framförallt begränsas förbränningen avsevärt om den laterala omblandningen är otillräcklig. Med detta menas omblandningen i bäddens horisontella plan. Ett sätt att motverka effekterna av detta problem är att tillsätta ett stort överskott av luft, men detta medför exempelvis högre kostnader och en minskad effektivitet [9]. För att fluidiserade bäddar ska växa ytterligare i kapacitet är förståelsen för omblandningen av biomassapartiklar därmed en kritisk faktor.

Omblandningen av partiklar inuti fluidiserade bäddar har en komplex natur och ef-

1. Inledning

tersom användandet av fluidiserade bäddar är så pass brett finns det många variationer, exempelvis genom vilken typ av bädd, bränsle, eller bäddmaterial som används. Detta innebär att det inte är möjligt att generera annat än kvalitativa resultat såvida inte en specifik process undersöks. I stora varma bäddar är också möjligheterna att utföra mätningar begränsade. Detta på grund av de höga temperaturförhållandena samt den tid och kostnad som är förenad med att variera driftförhållanden. En lösning till detta är att genom fluidodynamisk skalning konstruera en nedskalad bädd som lämpar sig för laborativa miljöer, vilket också möjliggör användandet av mer känslig mätutrustning.

De senaste åren har ny teknik och nya mätmetoder utvecklats som gör det möjligt att noga studera omblandningen i nedskalade bäddar. Eftersom detta är ett växande forskningsområde råder det idag fortfarande en brist på studier som applicerar dessa metoder, eller som speglar de storskaliga processerna där biomassa används som bränsle. Detta innebär att det i större utsträckning saknas kvantitativa resultat som går att applicera på omblandningen av biomassa inuti fluidiserade bäddar. Många studier som undersöker omblandningen i fluidiserade bäddar är dessutom begränsade till stationära bäddar som opererar utan recirkulation av material. Trots den idag breda användningen råder således fortfarande viss osäkerhet kring hur omblandningen och energiutvinningen i cirkulerande fluidiserade bäddar kan effektiviseras.

1.1.1 Tidigare forskning

Omblandning av fasta ämnen inuti fluidiserade bäddar har studerats med flera mätmetoder. Dessa sträcker sig från visuell spårning av spårpartiklar som täckts eller fyllts av fluorescerande eller fosforescerande ämnen [10], [11], till termisk spårning av uppvärmda spårämnen [12], eller mätning av gammastrålning från radioaktiva spårpartiklar [13]. En säker metod som undviker användandet av radioaktiva ämnen presenteras i [14] i form av magnetisk partikelspårning. Metoden som kallas MPT (från engelskans *Magnetic Particle Tracking*) kan nyttjas i nedskalade bäddar och möjliggör högupplöst och kontinuerlig spårning av magnetiska spårpartiklar i tre dimensioner. Detta är en stor fördel eftersom många andra metoder är begränsade till spårning i två dimensioner och därför endast visar en begränsad bild av omblandningen.

Oberoende av mätmetod är studier som undersöker omblandning av partiklar inuti fluidiserade bäddar koncentrerade till stationära bäddar. Dessa bäddar kännetecknas av att de inte har behov av recirkulation av material tillbaka in i bädden. För stationära bäddar är det känt att omblandningen av material sker till följd av bubblor som bildas i bäddmaterialet, förflyttas och spricker, vilket drar med sig och förflyttar material i bädden [15]. Ett vanligt mått på omblandningen ges av en dispersionskoefficient [15], vilken härstammar från antagandet att omblandningen till följd av bubblor är slumpmässig och systemet därför kan liknas vid diffusion. I [9], [14] har MPT använts för att studera omblandningen i nedskalade fluidiserade bäddar och bestämma dispersionkoefficienter i lateral riktning. I [8] användes också MPT och ett liknande nedskalat system för att studera omblandning inuti fluidiserade bäddar. I samtliga artiklar studerades en stationär bädd.

1. Inledning

1.1.2 Samhälleliga och etiska aspekter

Utsläppshandelssystemet i EU utgår från att förbränning av biomassa är koldioxid-neutralt [16]. Denna uppfattning delas dock inte av alla. Organisationen Greenpeace motsätter sig förbränning av biomassa som energikälla [17]. De argumenterar att energi alstrad från biomassa inte borde klassas som en förnyelsebar källa av flera anledningar: Det kan ta decennier för biosfären att återbinda den frigjorda koldioxiden, marken som används för att odla träd för biomassa kan komma till bättre användning på andra vis, skövling av intakt skog skadar djur- och växtliv och det finns få skyddsåtgärder som säkerställer att skövling sker på korrekt vis.

I Sverige är normen att använda avfall eller biomassa som bränsle i fluidiserade bäddar [18] men på en global skala är för cirkulerande fluidiserade bäddar fossilt kol det vanligaste använda bränslet [19]. Vid jämförelse mellan biomassa och fossila bränslen har förbränning av biomassa, om gjort rätt, lägre långsiktig klimatpåverkan [20]. Trots komplikationerna som Greenpeace lyfter gällande biomassa är det därför ändå av samhällsintresse att öka dess effektivitet som bränsle i en fluidiserad bädd för att bryta beroendet av fossila bränslen.

Oavsett om biomassa eller fossilt kol används som bränsle är omblandning viktigt för effektiviteten. Detta betyder att resultat erhållna från arbetet skulle kunna vara gynnsamt för både användandet av biomassa och fossilt kol. Arbete som underlättar antingen en ökad användning av fossila bränslen eller fortlevnaden av beroendet av fossila bränslen kan betraktas som oetiskt på grund av det hot som global uppvärmning utgör för samhället.

Det är dock värt att notera att kolförbränning i fluidiserade bäddar anses vara en utforskad och mogen teknik [21]. Det anses däremot finnas stor potential att öka effektiviteten av biomassa som bränsle i fluidiserade bäddar via fortsatt forskning inom ämnet [22]. Det är även viktigt att poängtera att anpassningen till ett hållbart samhälle måste göras oavsett hur effektivt fossila bränslen är. Med dessa anledningar är det därför rimligt att argumentera för att de potentiella fördelar som detta arbete kan medföra överväger riskerna.

1.2 Syfte

Projektet syftar till att karakterisera omblandning av biomassaliknande partiklar i en cirkulerande fluidiserad bädd under förhållanden relevanta för kommersiell drift. Partiklars utspridning, hastighet och flödesmönster beroende av fluidisationshastighet och cirkulation av bäddmaterial utvärderas.

1.3 Avgränsningar

Den fluiddynamiskt nedskalade enheten som används i projektet är en modell i skala 1:13 av en 200 MW CFB. Resultaten som härrör från experimenten kan därför enbart appliceras på fullskaliga enheter som korrelerar med modellen enligt fluiddynamiska skallagar. Modellen tillåter experiment under bubblande förhållanden

1. Inledning

samt är utrustad med sekundärluft men experimenten i detta arbete kommer vara begränsade till drift under cirkulerande förhållanden utan sekundärluft där endast primärluft och materialinflöde varierar.

På grund av MPT-systemets utformning kan endast en magnetisk spårpartikel användas åt gången. Drift med ytterligare ickemagnetiska partiklar i kammaren kommer ej att undersökas på grund av praktiska svårigheter med att tillföra och avlägsna sådana från kammaren. Slutligen kommer spårpartikeln designas för att efterlikna egenskaperna hos biomassa som används som bränsle i fullskaliga fluidiserade bäddar. Dock inte inom ramarna för korrekt uppskalning till fullskaliga förhållanden men resultatet antas ändå vara av intresse för biomassa i kommersiella förhållanden. Beslutet att inte undersöka spårpartiklar för andra bränslen som avfall och kol är motiverat av relevansen av termokemisk omvandling av biomassa samt etiska aspekter.

2

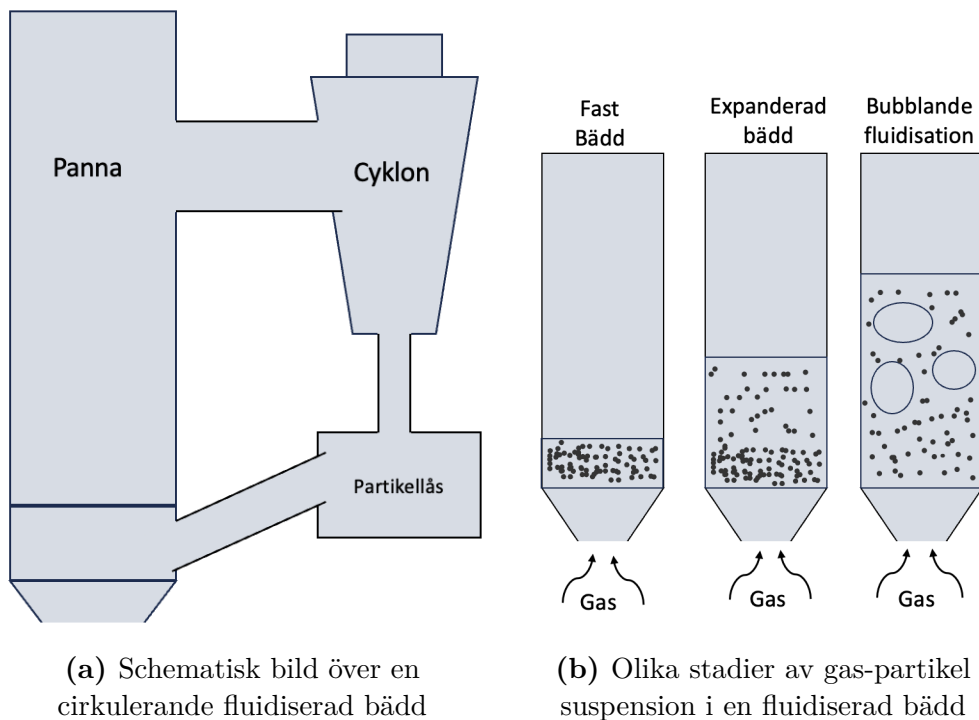
Teori

I detta kapitel ges en introduktion till begreppen fluidisation och fluidiserade bäddar. Vidare beskrivs fluiddynamisk skalning från varm till kall modell samt teori om hur omblandningen av partiklar inuti fluidiserad bäddar tros gå till. Dessutom presenteras hur koncentrationsprofiler för bäddmaterial beräknas.

2.1 Fluidiserade bäddar

Fluidisation är ett fenomen som uppstår när fasta partiklar utsätts för ett vertikalt flöde av en gas eller vätska och därmed får utrymme att röra sig gentemot varandra [23]. Rörelsen av de fasta partiklarna leder till att de får fluidliknande egenskaper. När partiklarna ligger stilla befinner de sig i en fast bädd som i figur 2.1b. Ökar flödehastigheten börjar vissa partiklar röra sig och en expanderad bädd uppstår. När alla partiklar har suspenderats i gasen på grund av ökad fluidiseringshastighet är friktionskraften mellan partiklar och fluid i jämvikt med partiklarnas gravitationskraft. Här sker fluidisation och hastigheten som krävs kallas för den minsta fluidisationshastigheten v_{mf} [6]. Den minsta fluidiseringshastigheten bestäms av materialegenskaperna hos det fasta materialet och fluiden. När fluidiseringshastigheten sedan blir större än v_{mf} bildas bubblor och bädden får sina vätskeliknande egenskaper.

2. Teori



(a) Schematisk bild över en cirkulerande fluidiserad bädd

(b) Olika stadier av gas-partikel suspension i en fluidiserad bädd

Figur 2.1: Uppbyggnad av fluidiserad bädd och dess olika stadier

Det finns flera typer av fluidiserande bäddar. Bubblande fluidiserad bädd (BFB) och cirkulerande fluidiserad bädd (CFB) är de största två varianterna. BFB kallas ibland även för stationära fluidiserade bäddar (SFB) [24]. I grunden består båda av samma grundläggande delar, se figur 2.1a. I en BFB liknar ytan på bädden en kokande vätska och bädden har också vätskeegenskaper. En partikel med högre densitet än bäddmaterialet kommer därför sjunka och en partikel med lägre densitet kommer att flyta upp till ytan [25]. När gasbubblor stiger från botten i tanken kan de explodera när de når ytan och kasta material uppåt. Figur 2.1b visar olika stadier av gas-partikel suspension när bubblor stiger från botten. I en CFB förs material uppåt i sådan utsträckning att det krävs cirkulation av material tillbaka till botten för att upprätthålla en suspension mellan gasen och det fasta materialet. För att material ska cirkulera behöver fluidiseringshastigheten hos gasen vara större än gränshastigheten hos bäddmaterialet [23], vilket är den maximala hastighet en fallande partikel kan få vid fritt fall [26].

2.2 Omblandning inuti fluidiserade bäddar

Omblandning av fasta ämnen inuti stationära bäddar sker till följd av bubblor från den fluidiserande gasen som bildas i bäddmaterialet [27]. Dessa uppstår i bottendelen av bädden där materialet ofta ligger mer kompakt [28]. När bubblorna växer och rör sig uppåt dras bäddmaterial med underifrån samtidigt som material runtomkring bubblorna förskjuts. Då bubblorna når den kompakta bäddens yta spräcks dem vilket kraftigt skjuter iväg och sprider material [27]. I delar av bädden där bubblor är mindre frekventa sjunker istället bäddmaterial. Andra fasta ämnen i bädden,

2. Teori

såsom bränsle, dras i sin tur med av bäddmaterialet vilket leder till att de blandas om.

Omblandningen delas in i axial omblandning, vilket innebär förflyttning i höjddled, samt lateral omblandning, vilket motsvarar den horisontella utbredningen över bäddens tvärsnittsarea. I den kompakta delen av bädden sker horisontell förflyttning av partiklar när de antingen dras in under bubblor som stiger, eller lämnar bubblornas bana [27]. Vid ytan av den kompakta bädden sker istället horisontell förflyttning när bubblorna spricker, vilket ger upphov till större förflyttningar.

I stora grunda bäddar är inte fördelningen av bubblor helt homogen [6, ss.137-141]. Istället kan det bildas distinkta flödesmönster, bubbelgångar, där bubblor konsekvent rör sig längs samma banor [29], [30]. Dessa kan sägas utgöra regioner i bädden kallade omblandningsceller där material i den kompakta delen av bädden följer bubbelgången och huvudsakligen cirkulerar inom samma omblandningscell. För den laterala omblandningen innebär detta att förflyttningen i horisontellt led är begränsad i den kompakta delen av bädden. Detta i jämförelse med bäddens yta där partiklar kan skjutas iväg över större avstånd till andra omblandningsceller.

Bäddens utformning och driftsförhållanden samt egenskaperna hos materialen i bädden är alla faktorer som påverkar om och hur flödesmönstren uppvisas [27]. Förekomsten av omblandningsceller kan undersökas genom att studera de vertikala rörelserna hos en spårpartikel, då bubbelgångar ger upphov till förflyttningar i höjddled.

2.3 Koncentrationsprofiler

Typiskt för storskaliga CFB:er är att det finns en bubblande kompakt bottenregion, så som beskrivet i avsnitt 2.2. Det område där majoriteten av bäddmaterialet faller tillbaka till den kompakta bädden kallas för stänkkzon [28]. Ovanför stänkkzonen där majoriteten av materialet flödar upp och tillbaka till partikellåset kallas för transportzon. Kännetecknet för stänkkzonen är en lägre koncentration än i den kompakta bädden men relativt hög som avtar snabbt i avseende till höjd. I transport zonen avtar också koncentrationen, men i lägre hastighet.

En metod för att beräkna hur koncentrationen varierar över höjd ges av ekvationerna 2.1 och 2.2 [31].

$$C = \rho_s(1 - \varepsilon_g) \quad (2.1)$$

$$\Delta P = ((\rho_s - \rho_g)(1 - \varepsilon_g)g\Delta h. \quad (2.2)$$

Var ρ_s är bäddmaterialets densitet, ρ_g är gasens densitet och ε_g är den volymandel som gasen uppehåller.

Uttrycken förutsätter att trycket vid olika höjder är kända. I verkligheten är tryckmätningar inte exakta och tenderar att fluktuera vilket leder till en osäkerhet i

2. Teori

koncentrationsberäkningarna. Detta ger upphov till uppskattningar av hur koncentrationen förhåller sig i verkligheten. Graden med vilken koncentrationen avtar kan beskrivas med avtagningskoefficienter [28]. För stänkzonen används koefficienten a , vilken är proportionell mot $\frac{v_g}{v_t}$ och K för transportzonen vilken är proportionell mot $\frac{1}{v_g - v_t}$. Var v_g är fluidiseringshastigheten och v_t är gränshastigheten för bäddmaterialet. Med hjälp av avtagningskoefficienterna kan koncentrationen i pannan vid en viss höjd h uppskattas enligt ekvation (2.3).

$$C(h) = \begin{cases} (C_{H_b} - C_{entr})e^{-a(h-H_b)} + C_{entr}e^{-K(h-H_b)} & \forall h > H_b \\ C_{H_b} & \forall h \leq H_b \end{cases} \quad (2.3)$$

Var H_b är höjden på den kompakta bädden, C_{H_b} är koncentrationen i den kompakta bädden och C_{entr} är koncentrationen medfångad bäddmaterial vid bottenregionen.

Från ekvation (2.1) och (2.2) går det att avläsa att koncentrationen i kammaren direkt korrelerar med ΔP . Detta motiverar att det går att använda sig av ΔP som en indikation av hur hög koncentrationen i kammaren är. Notera även att avtagningskoefficienterna a och K blir större, respektive mindre när fluidiseringshastigheten ökar. Detta påvisar att vid högre fluidiseringshastigheter är koncentrationen av bäddmaterial lägre nära botten av pannan än vid låga fluidiseringshastigheter.

2.4 Fluidodynamisk skalning

Som tidigare nämnt kan det av flera skäl vara lämpligt att genomföra mätningar under nedskalade förhållanden. För att resultat ska vara kvantitativt överförbara och representativa för verkliga förhållanden är det nödvändigt att genom skalningen bevara de fluidodynamiska egenskaperna hos systemet. I detta syfte har det föreslagits flera olika samlingar av skalningslagar att nyttja då ett system skalas. Ett urval återfinns i [32]–[35].

För detta projekt är samling [33] av intresse eftersom denna använts för att skala den aktuella experimentuppställningen. Samlingen är en vidareutveckling av Glicksmans tidigare skalningslagar [32] och kallas därav för Glicksmans förenklade samling av skalningslagar. Lagarna uttrycks i form av fysikaliska förhållanden och dimensionslösa tal som ska hållas konstanta vid skalning, vilka visas i ekvation (2.4).

$$\frac{v_0^2}{gD}, \frac{\rho_s}{\rho_g}, \frac{v_0}{v_{mf}}, \frac{L}{D}, \frac{G_s}{\rho_s v_0}, \phi, PSD \quad (2.4)$$

Nedan följer en kort beskrivning av vardera samband och dess betydelse för systemet. Det första av de sju sambanden kallas för Froudes tal och är ett mått på hur vågor och störningar på ytan till en fluid propagerar i förhållande till det huvudsakliga massflödet. Nästa, $\frac{\rho_s}{\rho_g}$, sammanbinder densiteten hos det solida bäddmaterialet med densiteten hos det fluidiserande mediet. Om fluidiserande medium och temperaturen hos denna bestäms, exempelvis utifrån vad som är lämpligt för mätutrustning och labbmiljö, ger detta samband direkt den densitet som bäddmaterialet bör ha för

2. Teori

att efterlikna det uppskalade systemet. På samma sätt ges också den eftertraktade densiteten hos eventuella spårpartiklar.

Det tredje av sambanden förhåller fluidiseringshastigheten v_0 till den minsta fluidiseringshastigheten v_{mf} . Detta innebär att om den minsta fluidiseringshastigheten hos båda system är känd kan uppmätta hastigheter omvandlas mellan systemen. Nästa tal, $\frac{L}{D}$, sätter de geometriska sambandet i bädden till att vara konstant genom skalningen. Talet G_s motsvarar den externa cirkulationen av material i bädden. Sambandet $\frac{G_s}{\rho_s v_0}$ säger därför att flödet av material som cirkulerar vid en viss hastighet ska vara den samma som vid motsvarande hastighet och densitet på stor skala.

Det näst sista talet ϕ betecknar vad som kallas för sfäriciteten. Detta är ett mått på hur sfäriskt partiklarna i ett material är, där $\phi = 1$ motsvarar en perfekt sfär. Denna skalningslag säger att bäddmaterial och spårpartiklar bör ha samma sfäricitet som bäddmaterialet och bränslepartiklarna i den ursprungliga bädden, eftersom formen hos partiklar påverkar dess fluidodynamiska egenskaper. I verkligheten kan formen hos partiklar i fluidiserade bäddar variera mycket.

Den sista av de sju kallas *PSD* från engelskans *Particle Size Distribution*. Denna säger att storleksfördelningen av partiklar bör hållas konstant. I praktiken innebär detta att blanda partiklar av olika storlekar för att återskapa en blandning som efterliknar storleksfördelningen hos det bäddmaterial som modelleras.

3

Metod

I detta avsnitt beskrivs experimentuppställningen och tillhörande mätutrustning som användes under projektet. Dessutom ges en beskrivning av hur mätningar genomfördes samt hur dataanalysen utformades för att utvinna information om spårpartikelns rörelser i bädden.

3.1 Experimentuppställning

Experimentuppställningen utgjordes av en fluiddynamiskt nedskalad CFB-enhet benämnd S13. Enheten har en tvärsnittsarea på $0,89 \times 0,5 \text{ m}^2$ och är byggd i skala 1:13 jämfört med en kommersiell 200 MW-panna utifrån skalningslagarna som presenteras i avsnitt 2.4. Bäddmaterialet består av ett kopparpulver med densiteten 8920 kg/m^3 och genomsnittlig partikelstorlek $35 \mu\text{m}$. Luft används som fluidiserande medium och tillförs med en fläkt genom en perforerad bottenplatta. Detta lufttillflöde benämns primärluft. På toppen av enheten sitter en sugfläkt som håller enheten under konstant undertryck för att motverka läckage av bäddmaterial. Tabell 3.1 visar förhållandena i S13 jämfört med den fullskaliga panna som enheten ska efterlikna samt värdena för en ideal skalmodell.

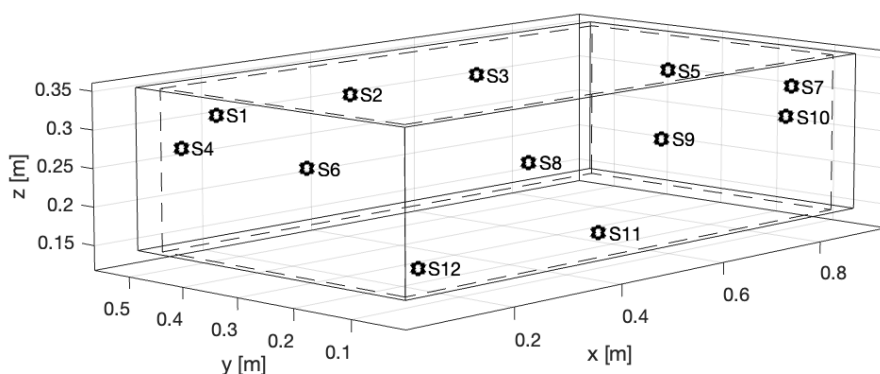
Tabell 3.1: Tabell över parametrar för fluiddynamisk nedskalning av en fullskalig panna till ideala förhållanden samt förhållandena med kopparpulver i S13.

Parameter	Enhet	Fullskalig panna	Ideal skalmodell	S13
Karakteristisk bäddlängd L	m	L	$L/13$	$L/13$
Hastighet v_0	m/s	v_0	$v_0/\sqrt{13}$	$v_0/\sqrt{13}$
Temperatur	°C	850	50	50
Bäddmaterialsdensitet ρ_s	kg/m^3	2600	10600	8920
Fluiddensitet ρ_f	kg/m^3	0,3143	1,204	1,204
Partikeldiameter bäddmaterial d_s	μm	190	14,6	35

S13-enheten är utrustad med sensorer som samlar in information om enhetens driftförhållanden. Insamling av data från sensorerna görs genom LabVIEW, som också används för att styra enheten och dess fläktar. Inflödet av bäddmaterial i kammaren sker via partikellåset, vars fluidisation regleras manuellt med en ventil. Materialet i bädden cirkulerar via cyklonen som är utrustad med en förslutande platta med ett

3. Metod

eget luftinflöde. Under drift är plattan normalt öppen och luftinflödet stängt, men luftinflödet kan användas för att utföra cirkulationsmätning av material. Då stängs plattan och luftinflödet sätts på för att fluidisera material inuti cyklonen ovanför plattan. Flödet av material som cirkulerar kan då beräknas genom att mäta lufttrycket som uppstår på den förslutande plattan. Detta stoppar helt cirkulationen av material vilket gör att cirkulationsmätningar endast kan genomföras under mycket kort tid och tillräckligt lågfrekvent för att enheten ska hinna återgå till stabil materialcirkulation mellan mätningar. Förutom denna plattas trycksensor är de som är av intresse för detta arbete sensorerna som mäter luftens hastighet vid toppen av kammaren samt 27 stycken tryckgivare som sitter längsmed hela kammarens höjd.



Figur 3.1: Placering av de tolv MPT-sensorerna i S13-enheten. Tio sensorer, S1 till S10, sitter jämt fördelade runt den nedre delen av kammaren och två sensorer S11 samt S12 är placerade under kammaren.

Runtom bädden sitter även tolv stycken magnetsensorer placerade som i figur 3.1 som tillsammans med tillhörande mjukvara utgör MPT-systemet. Systemet är utvecklat av RISE och tillåter 3D-spårning av en magnetisk partikel inuti kammaren¹. Sensorerna ger i realtid ut en partikels position med en upplösning om 20 Hz och tillåter i efterhand beräkning av partikelns position med 100 Hz upplösning. För att partikelns position ska kunna bestämmas med tillräckligt hög säkerhet måste en bakgrundsmätning av det rådande magnetfältet göras innan spårpartikeln placeras inuti kammaren.

¹Detaljer om hur MPT-systemet fungerar återfinns i [14].

3.2 Utförande av mätningar

I följande avsnitt beskrivs den spårpartikel som använts, under vilka driftförhållanden mätningarna utförts samt hur valet av dessa gjorts. Även hur mätningarna utfördes och de särskilda steg som togs för att minimera felkällor redogörs.

3.2.1 Spårpartikel och undersökta driftförhållanden

Spårpartikeln som användes bestod av ett sfäriskt skal i PLA-plast tillverkad i en 3D-skrivare med hålrum för en magnet i mitten. En cylinderformad neodymiummagnet med måtten 5,7 mm i höjd och 6 mm i diameter och magnetiseringsgrad N48 placerades inuti spårpartikeln. Totalt hade den sfäriska spårpartikeln en diameter om 27 mm och en densitet på 730 kg/m³. Intervallet för partikeldiameter och -densitet som kan anses vara representativt för en biomassapartikel är 3 till 9 mm och 1200 till 6500 kg/m³. Spårpartikeln som användes ligger utanför båda dessa intervall på grund av svårigheter att tillförlitligt mäta positionen av en mindre och svagare magnet. Magnetens höga densitet gjorde det även nödvändigt för det lättare plastskalet att vara betydligt större för att nå en densitet som säkerställde att spårpartikeln uppvisade rörelse.

Tabell 3.2: Testmatris över undersökta driftförhållanden.

Mätning	v_0 [m/s] (Uppskalad)	Lägsta till högsta ΔP [kPa] (Uppskalad)	Mättid [s]
1	0,8 (2,89)	1,1 - 2,97 (3,97 - 10,68)	1400
2		1,43 - 3,02 (5,16 - 10,86)	2200
3	0,7 (2,52)	1,75 - 3,54 (6,32 - 12,73)	2700
4		1,59 - 3,11 (5,74 - 11,19)	1260
5	0,9 (3,25)	2,48 - 2,88 (8,95 - 10,36)	600
6		0,97 - 2,88 (3,50 - 10,36)	1500

I tabell 3.2 visas de driftförhållanden som undersökts. Lägre fluidisationshastigheter än 0,7 m/s gav upphov till stora zoner av defluidisering i kammaren vilket både begränsar partikelns rörelse och påverkar det uppmätta trycket över kammaren på ett oförutsägbart sätt. Högre hastigheter än 0,9 m/s ledde till för låga tryckskillnader över kammaren på grund av den begränsade mängden bäddmaterial i S13. De låga tryckskillnaderna hade inneburit driftförhållanden som inte längre var fluid-dynamiskt representativa för en fullskalig kommersiell fluidiserad bädd-panna. Vid höga fluidiseringshastigheter var även sugfläkten oförmögen att bibehålla ett stabilt undertryck i kammaren.

3.2.2 Procedur vid mätning

När S13-enheten startades upp utfördes en 30 s bakgrundsmätning i MPT-systemet varefter spårpartikeln placerades i kammaren. Flödet för primärluften hölls stängt och sugfläkten på låg effekt när hålet till kammaren öppnades för att minimera risken

3. Metod

att bäddmaterial läckte ut och utvärtes material sögs in. När spårpartikeln placerades i kammaren startades datainsamlingen från MPT-systemet och S13-enhetens sensorer. Slutligen, innan primärluftflödet ökades och material tillfördes, spolades trycksensorerna med luft för att avlägsna bäddmaterial. Spårpartikelns position kontrollerades även för att säkerställa att den verkliga positionen stämde överens med den MPT-systemet uppmätte.

Flödet för primärluften och sugfläktens effekt ökades successivt för att hålla kammaren under ett konstant undertryck tills luften hade nått önskad hastighet i toppen av kammaren. Luftflödet till partikellåset höjdes sedan stegvis tills ΔP hade nått önskat värde. En högre materialcirkulation höjer trycket i kammaren. För att behålla undertrycket i kammaren behövde därför sugfläkten justeras efter varje stegvis ökning av luftflödet till partikellåset.

Den uppmätta tryckskillnaden över kammaren har flertalet underliggande felkällor som eventuella bubblor, ojämn fördelning av bäddmaterial, bäddmaterial som tillfälligt fastnar och bäddmaterial i tryckgivarna vilket kunde leda till fluktuationer. Detta innebär att det önskade ΔP -värdet i själva verket är ett intervall. Trycksensorerna spolades regelbundet under mätningarna för att avlägsna bäddmaterial vilket innebar kortvariga felaktiga tryckmätningar. I de fall där en hög tryckskillnad önskades var det ofta nödvändigt att fullständigt fluidisera partikellåset. Att kortvarigt spola partikellåset med ett högt luftflöde kunde i vissa fall underlätta fluidiseringen av partikellåset.

Från att bakgrundsmätningen utfördes tog det cirka 10 till 15 min för att uppnå rätt förhållanden i kammaren. Mätning kunde utföras i en timme innan en ny bakgrundsmätning behövde göras. Vid ett lyckat experiment resulterade detta i ca 45-50 min av mätdata under önskade förhållanden.

3.3 Genomförande av dataanalys

I följande avsnitt presenteras hur insamlad mätdata har behandlats för att utvinna information om spårpartikelns rörelser. Till en början beskrivs hur data har förbehandlats för att utgöra en grund till den vidare analysen. I delavsnitt 3.3.2 redogörs uppskattningen och visualiseringen av ett tröskelvärde för rörelse och i avsnitt 3.3.4 beskrivs framtagningen av figurer för den djupare analysen av partikelns rörelsemönster och utbredning i bädden.

Analysen genomfördes för tre stabila fluidiseringshastigheter där den totala tryckskillnaden ΔP i kammaren varierat. För vardera delanalys användes två mätningar för att säkerställa en god och kontinuerlig spridning av ΔP för respektive fluidiseringshastighet. Eftersom analysen ämnar karaktärisera spårpartikelns rörelser utifrån ΔP ansågs spridningen nödvändig, satt i jämförelse till att endast analysera enstaka diskreta men stabila ΔP -intervall. Information om vardera mätning återfinns i tabell 3.2.

Framtagningen av koncentrationsprofiler redovisas i bilaga D och uppskattningen av mängden material som cirkulerade i bädden i bilaga C.

3.3.1 Förbehandling av data

För att utvinna positionsdata i 100 Hz behövdes rådata från MPT-sensorerna efterbehandlas. Detta kunde göras med tre varierande tidskrävande algoritmer tillhandahållna av RISE. För att uppnå tillförlitliga mätvärden valdes endast de två långsammare algoritmerna och för vardera mätning gjordes en avvägning huruvida den mer exakta av dem skulle användas. Detta baserat på om positionsdata i 20 Hz uppvisade många positioner som ansågs vara felaktiga, så som utanför eller under bädden, eller långvariga rörelser i onaturliga banor.

Efter genomförd efterbehandling synkroniserades tidsvektorerna för MPT- och S13-data med hjälp av tidsstämplar från vardera mätfil. Från MPT-mätningarna extraherades sedan spårpartikelns positionsdata för att bestämma partikelns hastighetsvektor i x- och y-led genom den symmetriska differenskvoten

$$v_i(t) = \frac{x_i(t + \Delta t) - x_i(t - \Delta t)}{2\Delta t}. \quad (3.1)$$

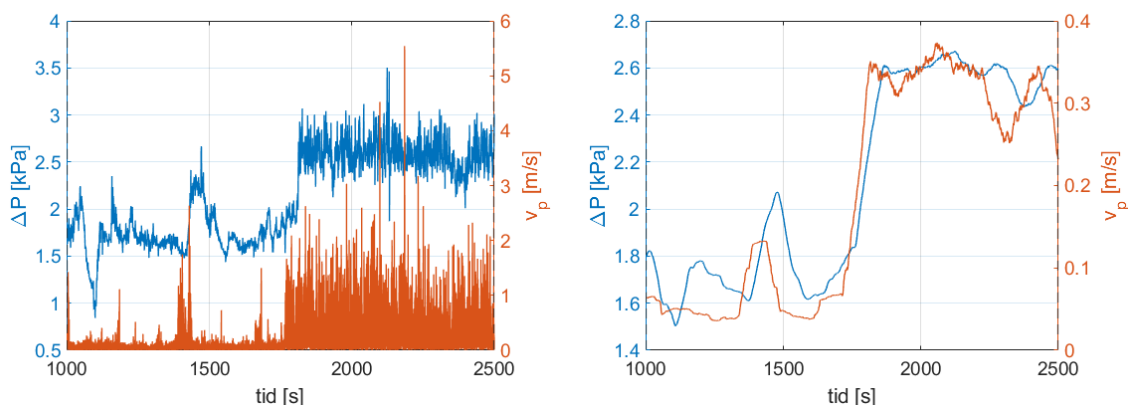
Från hastighetsvektorerna beräknades även spårpartikelns fart vilken användes i stora delar av analysen och refereras till i övriga delar av arbetet som spårpartikelns hastighet v_p . Ur data från S13 beräknades därefter den totala tryckskillnaden ΔP vid vardera tidpunkt. Detta värde togs som beloppskillnaden mellan det uppmätta tryckvärdet hos den översta och lägsta tryckgivaren i kammaren.

Därefter samplades ΔP upp till att ha lika många värden som datapunkterna för MPT, vilket underlättade efterföljande filtrering och visualisering. Slutligen filtrerades eventuella datapunkter bort som motsvarade en position utanför kammaren och mätningarna klipptes så att datapunkter endast befann sig inom det tidsintervall som motsvarade en stabil fluidiseringshastighet.

3.3.2 Visualisering av rörelsevillkor

I syfte att visualisera kopplingen mellan rörelse i bädden och ΔP , samt förekomsten av ett tröskelvärde, gjordes en kvalitativ jämförelse av partikelns hastighet v_p och ΔP . Detta skedde genom att applicera ett glidande medelvärde med en fönsterbredd om 100 s på båda datamängder. Denna fönsterstorlek ansågs vara bred nog att kraftigt avlägsna fluktuationer samtidigt som de huvudsakliga beteendena hos båda datamängderna kvarstod. Detta resulterade i figurer likt figur 3.2.

3. Metod



(a) ΔP och v_p utan ett glidande medelvärde applicerat på båda datamängder.

(b) ΔP och v_p med ett glidande medelvärde om 100 s applicerat på båda datamängder.

Figur 3.2: Exempel av figur för visualisering av sambandet mellan v_p och ΔP före och efter fluktuationer avlägsnats.

3.3.3 Framtagning av tröskelvärde och brytpunkt

Den huvudsakliga delen av analysen utgick från att finna ett tröskelvärde av ΔP kring vilken partikeln började röra sig i bädden. Efter båda mätningar förbehandlats konkatenerades mätvärdena från de två mätningarna och hanterades för resterande delar av analysen tillsammans.

Spannet av ΔP delades därefter in i delintervall för vilka medelvärdet av v_p inom vardera intervall beräknades. Detta reducerade den stora mängden datapunkter till en punkt inom vardera delintervall. Indelningen i intervall skedde genom att sortera samtliga datapunkter i stigande ordning utefter ΔP och sedan dela in punkterna i fällor med 5000 punkter i vardera fälla. För vardera fälla beräknades därefter medelvärdet av v_p . Den reducerade punktens motsvarande ΔP -värde togs som medelvärdet av fällans ΔP . Detta resulterade i en finare upplösning av punkter för ΔP -intervall där det fanns många mätpunkter och glesare för intervall där mätpunkter var mindre frekventa. För vardera intervall uppskattades även standardfelet

$$e_i = \frac{\sigma(v_p)}{\sqrt{n}},$$

där n motsvarar antalet punkter i fällan. Utifrån de reducerade värdena skedde därefter en visuell skattning av var kurvan gjorde en uppgång, vilket togs som tröskelvärdet. Ytterligare en punkt, kallad brytpunkten, uppskattades utefter var kurvan visade ett utplanande beteende. Analysen upprepades på samma sätt för vardera fluidiseringshastighet.

3.3.4 Visualisering av utbredning och rörelsemönster

För att visualisera spårpartikelns utbredning och rörelsemönster i bädden vid de olika fluidiseringshastigheterna användes samma datamängd som vid framtagningen av tröskelvärdet. För samtliga figurer ritades endast var femte datapunkt ut, med en opacitet om 40% så att anhopningar av punkter skulle uppträda starkare. Datapunkter färgades utefter motsvarande hastighet v_p , med en gemensam färgskala som sträckte sig upp till 1 m/s. Datapunkter med högre hastighet än detta filtrerades bort. Valet av högsta hastighet gjordes utifrån ett histogram över partikelns hastigheter som hade en exponential-lik form, där högre hastigheter utgjorde en klar minoritet och därför förmodades motsvara mätfel.

Visualisering av den generella utbredningen i bädden skedde genom att inte filtrera punkterna. Utöver detta skedde två typer av visualiseringar, en där datapunkterna filtrerades utefter ΔP , och en där filtreringen skedde med avseende på partikelns hastighet v_p . För den förstnämnda filtrerades punkterna så att partikelns position vid ΔP under tröskelvärdet, mellan tröskelvärdet och brytpunkten, samt över brytpunkten visades.

För hastighetsuppdelningen valdes ett lågt intervall för hastigheter under 0,2 m/s, ett medelhögt intervall från 0,2 till 0,5 m/s, samt ett intervall för resterande högre hastigheter. I dessa figurer ritades även hastighetsfälten för partikelns rörelser ut, vilket visar de rörelsemönster som partikeln haft för vardera hastighetsintervall.

En sammanställning av figurerna och uppdelningen över olika ΔP -intervall återfinns i bilaga A och v_p -intervall i bilaga B.

4

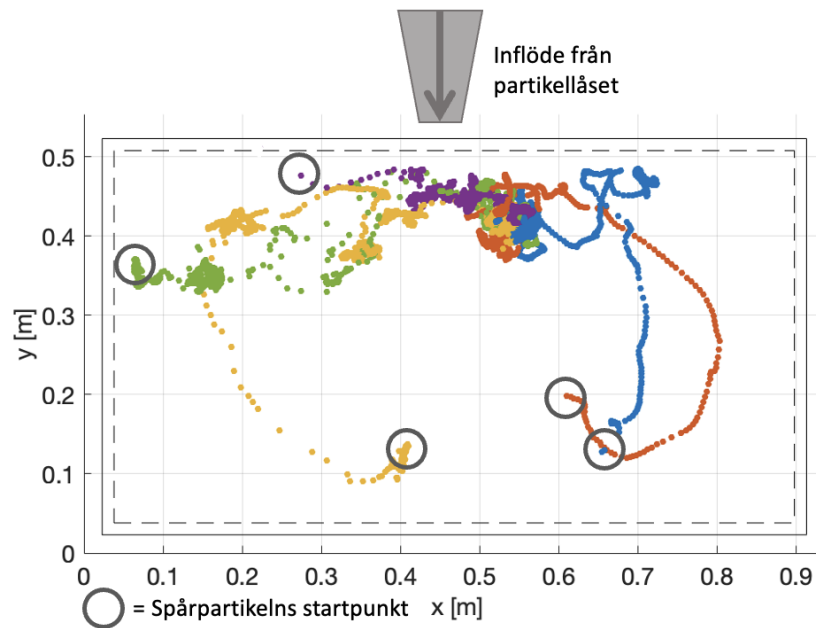
Resultat & diskussion

När experimenten utförts observerades att omblandningen i bädden inte var slumpmässig. Spårpartikeln följde tydliga mönster som presenteras i avsnitt 4.1. Vidare resultat och analys kring spårpartikelns utspridning presenteras i avsnitt 4.2. I avsnitt 4.3 presenteras vid vilka förhållanden spårpartikeln hade en påtaglig rörelse. Dessa förhållanden ligger till grund för den fortsatta analysen i avsnitt 4.4. Sett ovanifrån är bäddmaterialets inflöde från partikellåset placerat i mitten av bäddytans övre kant som ses i figur 4.1. Alla figurer i kapitlet använder samma referenssystem där höger och vänster sida är definierat i förhållande till materialinflödet.

4.1 Flödesstruktur i bädden

Tidigt i arbetet observerades tydliga och bestämda flödesstrukturer i bädden. I figur 4.1 uppmärksammas en flödesstruktur där spårpartikeln tenderar att röra sig mot ett område strax till höger om materialinflödet, oberoende av startposition. Området kallas för den stagnanta zonen eftersom spårpartikeln har en tendens att stanna inom detta område när den väl har färdats dit. Det faktum att den stagnanta zonen befinner sig närliggande materialinloppet och att spårpartikeln inte har ett slumpmässigt rörelsemönster indikerar att spårpartikeln följer flödet av bäddmaterial. Ett område i bädden dit spårpartikeln aldrig färdas är i stråket rakt framför materialinflödet. Istället rör sig spårpartikeln i banor till vänster eller höger om detta område, vilket visas i figur 4.1.

4. Resultat & diskussion

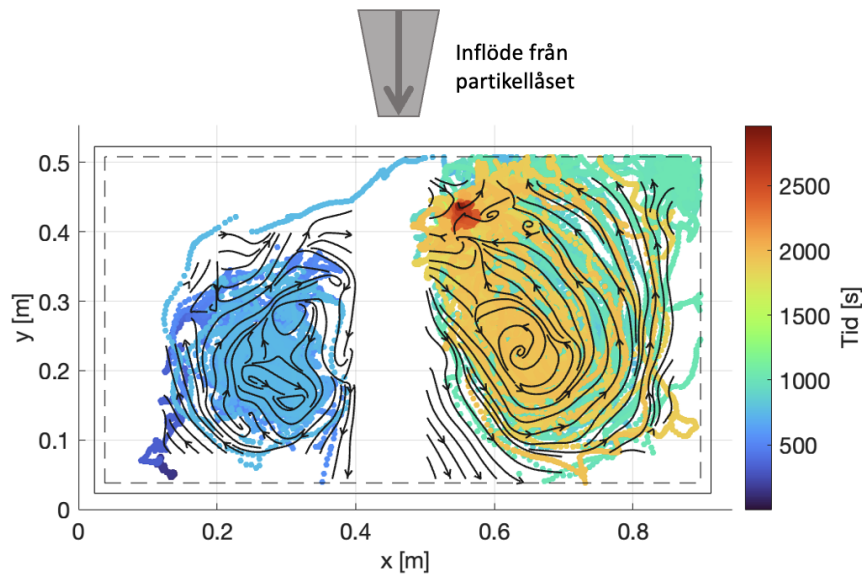


Figur 4.1: Positionsdata för fem olika mätningar markerade i olika färger där cirklarna motsvarar spårpartikelns startpunkt för vardera mätning. Inflödet av bäddmaterial från partikellåset är markerat. Samtliga datapunkter har samlats in vid fluidisationshastighet $v_0 = 0,8 \text{ m/s}$ och ΔP under $1,63 \text{ kPa}$

Orsaken till den stagnanta zonens uppkomst och belägenhet är inte självklar. Luftflödet i den stagnanta zonen kan vara högre och därmed störa bäddmaterialets flödesmönster till den grad att det inte längre kan förmå spårpartikeln att röra på sig. Zonens uppkomst och belägenhet kan också tänkas förklaras av materialinflödets position. Inloppsröret befinner sig en viss höjd ovanför bädden och det är därför inte orimligt att anta att bäddmaterialet flödar en bit ovanför bäddens botten i denna region. Detta skulle innebära att materialflödet är som svagast precis under inloppsröret och därmed förklara den hämmade rörelsen i området. En annan möjlighet är att den stagnanta zonen befinner sig i en punkt där flödet i de två sidorna av kammaren möter varandra och således tar ut varandra. Det går också att tänka sig en kombination av dessa effekter.

För längre mätningar kunde två mycket tydliga flödesmönster urskiljas i bädden som i figur 4.2. Detta är i oförenlighet med tidigare arbeten som indikerar att rörelsen hos partiklar i en fluidiserad bädd är slumpmässig som en följd av sprickande gasbubblor i den kompakta delen av bädden. Tidigare arbeten har dock i huvudsak fokuserat på BFB:er där det inte finns något cirkulerande inflöde av bäddmaterial.

4. Resultat & diskussion



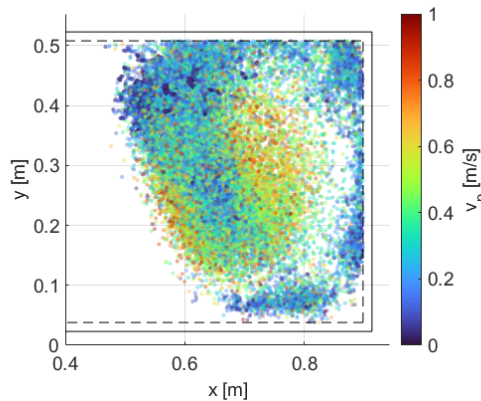
Figur 4.2: Positionsdata för hela mätning 1 tillsammans med vektorfält som visar spårpartikelns rörelse. Inflödet av bäddmaterial från partikellåset är markerat. På båda sidor om inflödet rörde sig partikeln i elliptiska banor längs med riktningen av materialinflödet. På höger sida rörde sig partikeln motsols och på vänster sida rörde den sig medsols. Framför inflödet finns ett tomt stråk dit partikeln ej färdats.

Från de två flödesmönstren i vardera sida av bädden som visas i figur 4.2 är det tydligt att det finns en asymmetri i bädden där spårpartikeln tenderar att uppehålla sig i den högra sidan av kammaren. I de fallen partikeln startade på vänster sida rörde den sig kort därefter över till höger sida och lämnade sedan aldrig höger sida. Spårpartikelns tendens att röra sig i höger sida av kammaren har lett till att det högra flödesmönstret har studerats närmare. En anledning till att det finns mer rörelse på ena sidan kan vara ett inhomogent luftflöde från bottenplattan. En annan möjlighet kan vara att inloppsörret från partikellåset är vinklat och att bäddmaterialet således matas in i bädden med en vinkel.

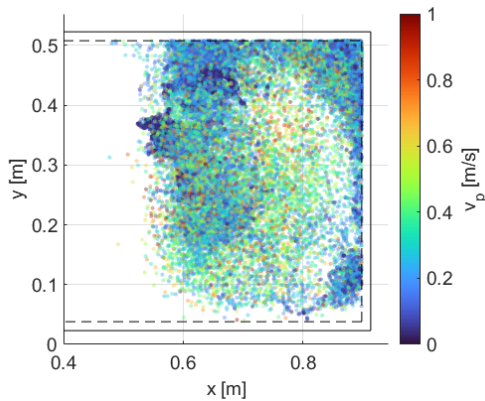
Den tydliga flödesstrukturen och det faktum att en stagnant zon kunde observeras i bädden ledde till en djupare analys av vid vilka förhållanden spårpartikeln uppvisade påtaglig rörelse samt hur dessa rörelsemönster såg ut.

4.2 Utspridning för olika fluidiseringshastigheter

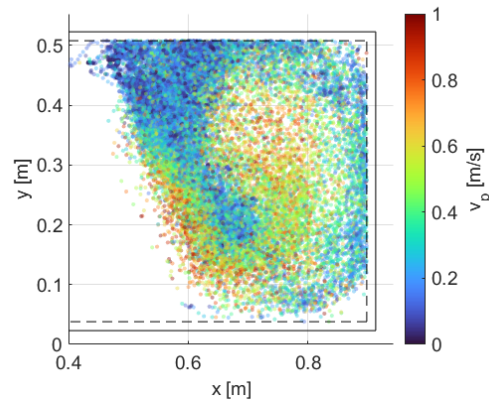
I figur 4.3 presenteras spårpartikelns utspridning i bädden för tre olika fluidiseringshastigheter. Fallet då $v_0 = 0,8$ m/s används som referensfall. Som det går att avläsa i från figuren är utspridningen likartad i referensfallet 0,8 m/s och för 0,9 m/s. För 0,7 m/s är spårpartikelns utspridning i närheten av materialinflödet begränsad. Vid lägre fluidiseringshastigheter förväntas koncentrationen av bäddmaterial vara högre närmare bäddens botten. Detta har potential att påverka partikelns utbredning.



(a) Data från mätning 1 och 2,
 $v_0 = 0,8$ m/s.



(b) Data från mätning 3 och 4,
 $v_0 = 0,7$ m/s.



(c) Data från mätning 5 och 6,
 $v_0 = 0,9$ m/s.

Figur 4.3: Spårpartikelns utspridning i bädden för referensfallet $v_0 = 0,8$ m/s samt lägre och högre fluidiseringshastigheter. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filterats bort.

I figur 4.3 går det också att observera att spårpartikeln vid lägre fluidiseringshastigheter har större fallenhet att hamna i övre högra hörnet av bädden. Detta kan innebära att bäddmaterialet kolliderar med väggen i hörnet och stannar där istället för att fullfölja en cirkulär bana. Detta kan också vara en följd av en högre koncentration vid bäddens botten.

4. Resultat & diskussion

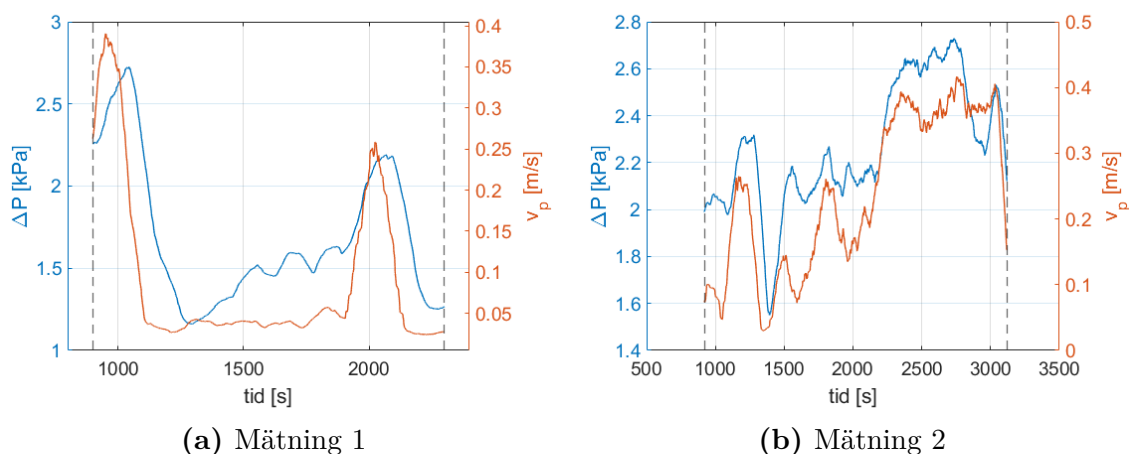
Den observerade utbredningen kan även påverkas av felkällor kopplade till MPT-systemet. Det är känsligt för ändringar i magnetfältet vilket kan uppstå från bland annat människor som arbetar och rör sig i anslutning till S13 samt statisk elektricitet mellan partiklar i kammaren. I synnerhet kan den statistiska elektriciteten antas vara starkare vid högre ΔP då fler partiklar i kammaren bör kollidera oftare. Vid lägre fluidiseringshastigheter upptäcktes under experimenten även tecken på defluidisering. Det har dock inte varit möjligt att definitivt fastställa om en omfattande defluidisering har funnits i bädden. Vore så fallet så kan det ha skapat zoner där partikeln inte kunde röra sig obehindrat.

4.3 Rörelsevillkor

I följande avsnitt presenteras vid vilka driftförhållanden i S13-enheten som spårpartikeln uppvisar en påtaglig rörelse, definierat utifrån ett tröskelvärde. Inledningsvis presenteras analysen för en medelhög fluidiseringshastighet använd som referensfall. Analysen utökades därefter till en lägre och en högre fluidiseringshastighet. Figurerna visar enheter och axlar för fluiddynamiskt nedskalade förhållanden. Använda mätningar och motsvarande uppskalade driftparametrar presenteras i tabell 3.2.

4.3.1 Rörelsevillkor vid medelhög fluidiseringsshastighet

Som referensfall valdes den medelhöga fluidiseringshastigheten $v_0 = 0,8 \text{ m/s}$ i den fluiddynamiskt nedskalade modellen, vilket motsvarar en hastighet på $2,89 \text{ m/s}$ i en uppskalad bädd. I figur 4.4 visas korrelationen mellan ΔP i kammaren och spårpartikelns hastighet v_p .

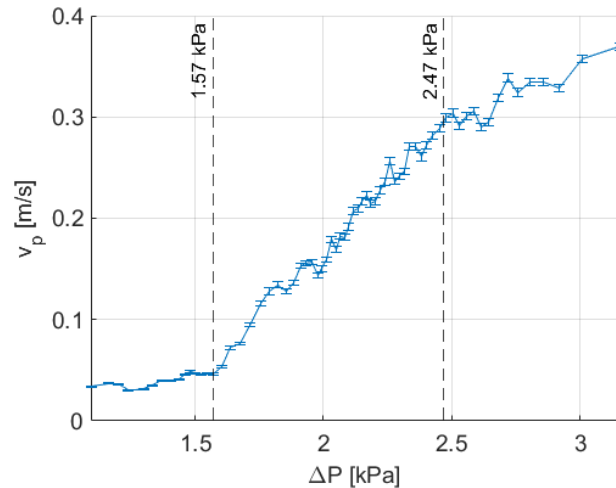


Figur 4.4: Förändring av ΔP och v_p över tid för $v_0 = 0,8 \text{ m/s}$. Partikeln har endast rört sig i höger sida av bädden. Datapunkterna är utjämnade med ett glidande medelvärde med en fönsterbredd om 100 s.

Trenden i figuren visar att spårpartikelns hastighet ökar när ΔP blir större. Det direkta sambandet mellan ΔP och v_p antyder också att omblandningen i bädden inte

4. Resultat & diskussion

är slumpmässig utan istället förutsägbar. Vid en fullständigt slumpmässig rörelse borde partikeln ha en jämn hastighetsprofil över tid med många fluktuationer vilket ej är fallet. Figur 4.4 indikerar också att det finns ett visst värde hos ΔP över vilken v_p kraftigt ökar, detta illustreras vidare i figur 4.5.



Figur 4.5: Spårpartikelns hastighet v_p som funktion av ΔP för $v_0 = 0,8$ m/s.

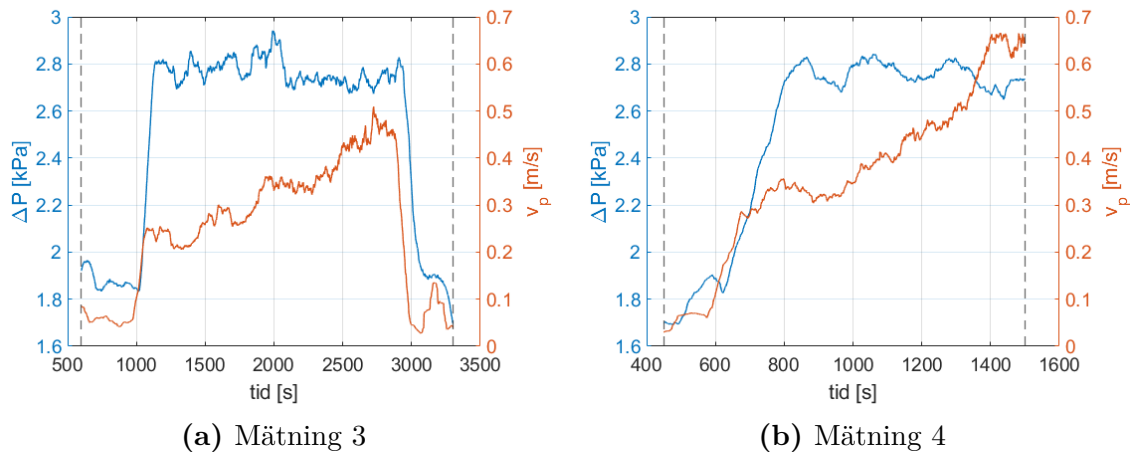
Medelvärdet av v_p har tagits i fällor över ΔP och presenteras tillsammans med standardfelet. Två streckade linjer är utsatta i figuren vilka markerar var det sker en förändring i kurvans lutning. Den första markerar det valda tröskelvärdet för rörelse och den andra markerar brytpunkten efter vilken kurvan planar ut.

Utifrån figuren har två punkter valts ut som intressanta. Den första markerar den punkt där kurvan drastiskt ändrar lutning och motsvarar tröskelvärdet som ΔP behöver överkomma för att partikeln ska uppvisa påtaglig rörelse. Den andra punkten, kallad brytpunkten, markerar var medelhastigheten för spårpartikeln börjar plana ut och kurvan får en flackare lutning. För referensfallet $v_0 = 0,8$ m/s uppskattades tröskelpunkten till 1,57 kPa och brytpunkten till 2,47 kPa.

4.3.2 Lägre och högre fluidiseringshastigheter

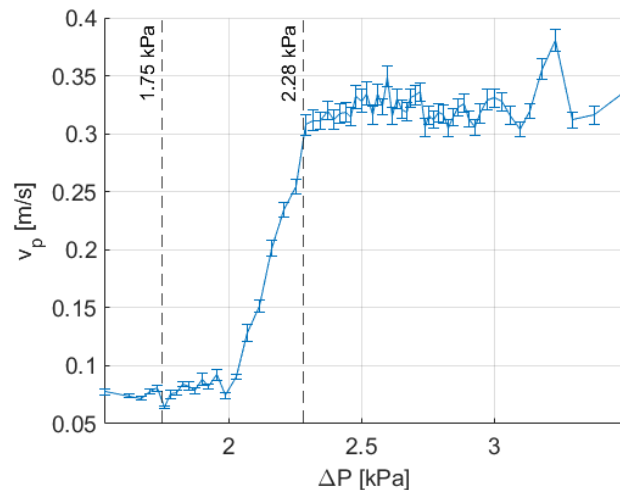
Jämfört med referensfallet undersöktes först en lägre fluidiseringshastighet $v_0 = 0,7$ m/s motsvarande 2,52 m/s i en uppskalad bädd. I figur 4.6 visas korrelationen mellan ΔP och v_p över tid. De två graferna visar att hastigheten för spårpartikeln och tryckskillnaden i kammaren överensstämmer väl även vid lägre fluidiseringshastighet.

4. Resultat & diskussion



Figur 4.6: Förändring av ΔP och v_p över tid för $v_0 = 0,7$ m/s. Partikeln har endast rört sig i höger sida av bädden. Datapunkterna är utjämnade med ett glidande medelvärde med en fönsterbredd om 100 s.

Sambandet mellan v_p och ΔP illustreras vidare i figur 4.7. Utifrån figuren uppskattades tröskelvärdet för den lägre fluidiseringshastigheten till 1,75 kPa. Kurvan över partikelns medelhastighet uppskattas plana ut när ΔP når 2,28 kPa vilket valdes som brytpunkt. Både tröskelvärdet och brytpunkten är här något högre jämfört med referensfallet.

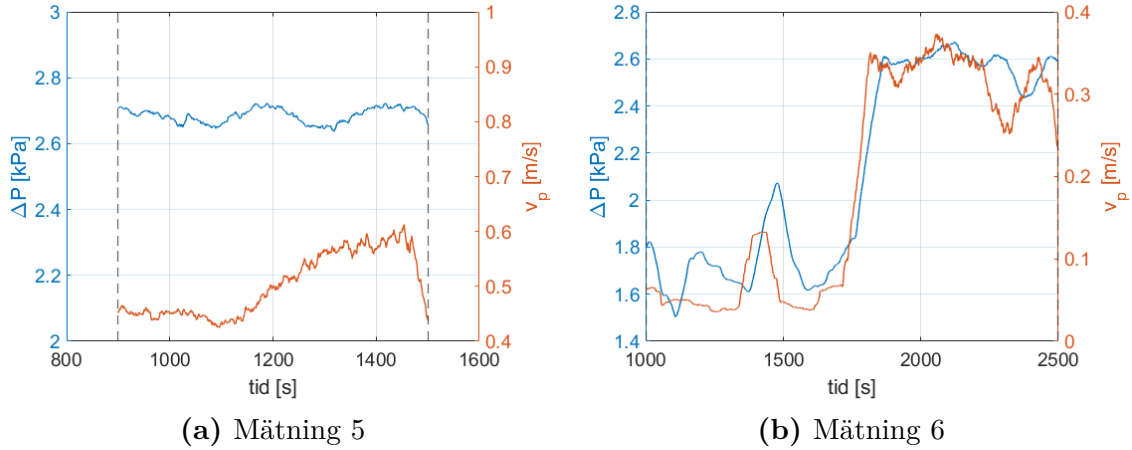


Figur 4.7: Spårpartikelns hastighet v_p som funktion av ΔP för $v_0 = 0,7$ m/s. Medelvärdet av v_p har tagits i fällor över ΔP och presenteras tillsammans med standardfelet. Det uppskattade tröskelvärdet och brytpunkten är markerade med streckade linjer.

En jämförelse av referensfallet gentemot en högre fluidiseringshastighet $v_0 = 0,9$ m/s undersöks härnäst. Detta motsvarar en fluidiseringshastighet om 3,25 m/s i en uppskalad bädd. Förändringen av spårpartikelns hastighet v_p och ΔP över tid visas i figur 4.8. Korrelationen mellan v_p och tryckskillnaden i kammaren stämmer väl

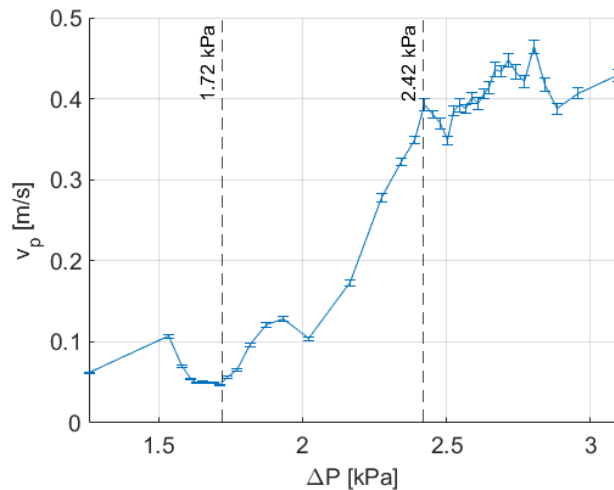
4. Resultat & diskussion

överens även för dessa driftförhållanden. Det tyder på att en högre fluidiserings-hastighet inte påverkar bäddens förutsägbarhet vad gäller omblandning eftersom spårpartikelns hastighet fortfarande följer ΔP .



Figur 4.8: Förändring av ΔP och v_p över tid för $v_0 = 0,9$ m/s. Partikeln har endast rört sig i höger sida av bädden. Datapunkterna är utjämnade med ett glidande medelvärde med en fönsterbredd om 100 s.

I figur 4.9 visas v_p som funktion av ΔP för den högre fluidiseringshastigheten. Ur denna figur valdes tröskelvärdet till 1,72 kPa och brytpunkten till 2,42 kPa, båda vilka är högre än för referensfallet.



Figur 4.9: Spårpartikelns hastighet v_p som funktion av ΔP för $v_0 = 0,9$ m/s. Medelvärdet av v_p har tagits i fallor över ΔP och presenteras tillsammans med standardfelet. Det uppskattade tröskelvärdet och brytpunkten är markerade med streckade linjer.

Rörelser för spårpartikeln kring tröskelvärdet och brytpunkten bedöms intressanta att undersöka. De uppmätta tröskelvärdena och brytpunkterna för respektive fluidiseringshastighet sammanställs och diskuteras i avsnitt 4.4.

4.4 Tröskelvärden och brytpunkter

I tabell 4.1 sammanställs de olika tröskelvärdena för vardera fluidiseringshastighet. Orsaken till varför tröskelvärdena varierar för de olika fluidiseringshastigheterna kan ha olika förklaringar. En möjlig anledningen till att värdet är högst för den lägre fluidiseringshastigheten kan vara att bäddmaterialet utsätts för mindre luftflöde från den perforerade bottenplattan. Då blir friktionen mellan spårpartikeln och kammarens botten högre eftersom lyftkraften från primärluften är lägre. Resultatet av detta blir då att det krävs en högre tryckskillnad i kammaren för att partikeln ska kunna lämna den stagnanta zonen. Högre fluidiseringshastighet hjälper i så fall bädden att skapa rörelse och därför krävs en lägre tryckskillnad. Om det var den enda sanningen skulle i teorin tröskelvärdet för en hög fluidiseringshastighet varit lägre än för medelhög. Det är dock inte resultatet som visas i tabell 4.1. Det måste därför finnas andra faktorer som påverkar tröskelvärdet.

Tabell 4.1: Tröskelvärden vid olika fluidiseringshastigheter

Fluidiseringshastighet [m/s]	0,7	0,8	0,9
Tröskelvärde [kPa]	1,75	1,57	1,72

Det är också värt att nämna att vid låg fluidiseringshastighet finns det en större chans att det förekommer en kompakt bädd. Detta har också potential att påverka spårpartikelns rörelse. Vid högre fluidiseringshastigheter är dock koncentrationen av bäddmaterial lägre i närheten av kammarens botten. Detta kan resultera i att det finns en lägre andel partiklar som kan utöva en kraft på spårpartikeln trots att ΔP är densamma som vid lägre fluidiseringshastigheter. Det är möjligt att det observerade tröskelvärdet för 0,8 m/s i fluidiseringshastighet därför är ett mellanläge för dessa effekter.

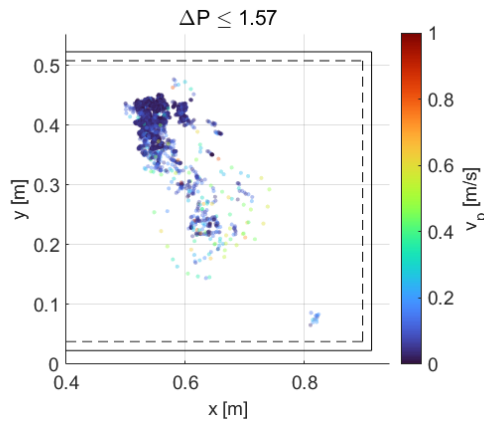
Tabell 4.2: Brytpunkter vid olika fluidiseringshastigheter

Fluidiseringshastighet [m/s]	0,7	0,8	0,9
Brytpunkt [kPa]	2,28	2,47	2,42

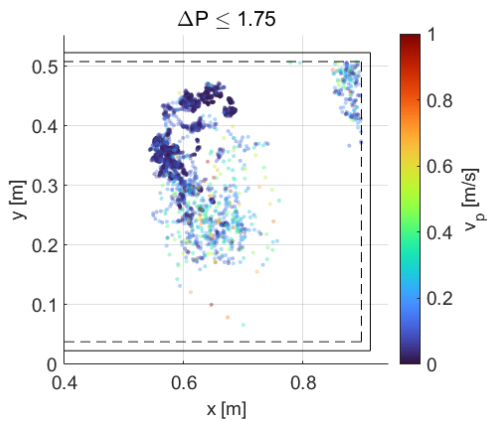
En liknande trend ses för brytpunkterna som presenterats i tabell 4.2. Referensfallet uppvisar en lägre brytpunkt än övriga fluidiseringshastigheter. Att det sker en förändring efter brytpunkten i och med att medelhastigheten planar ut kan ha flera meningar. Det kan vara en effekt av att partikeln får en större utbredning när den når högre hastigheter. Då är sannolikheten att den stöter i kanterna av kammaren mycket högre, vilket skulle bromsa in partikelns rörelser. Efter brytpunkten existerar en blandning av snabba rörelser i mitten och bromsande rörelser i kanterna som då tar ut varandra och planar ut medelhastigheten. För lägre och högre fluidiseringshastigheter i förhållande till referensfallet är utplaningen av kurvan efter brytpunkten tydligare än för referensfallet, som ses i figur 4.7 och 4.9.

4.4.1 Utspridning under tröskelvärdet

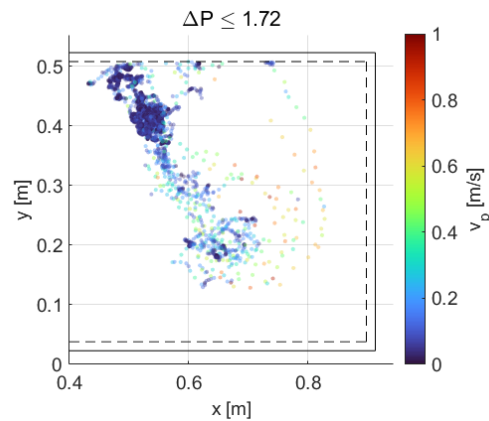
Figur 4.10 skildrar positionsdata för spårpartikeln under tröskelvärdet vid respektive fluidiseringshastighet. I samtliga delfigurer finns ett avgränsat område med mycket låga hastigheter där spårpartikeln i princip varit stilla. Det finns en viss rörelse hos partikeln även under tröskelvärdet men det är tydligt att partikeln upprepat fastnar i den stagnanta zonen. Att den stagnanta zonen enbart är funnen på höger sida av inloppsöröret kan vara orsakad av samma effekt som leder till det asymmetriska materialflödet i kammaren. Figur 4.10 visar också att den stagnanta zonen kan flytta sig något för olika fluidiseringshastigheter. För låga fluidiseringshastigheter har den stagnanta zonen flyttats längre ifrån materialinflödet, om den mellanhöga fluidiseringshastigheten igen används som referensfall. För höga fluidiseringshastigheter har istället den stagnanta zonen rört sig närmare materialinflödet.



(a) Data från mätning 1 och 2 under tröskelvärdet 1,52 kPa, $v_0 = 0,8$ m/s.



(b) Data från mätning 3 och 4 under tröskelvärdet 1,79 kPa, $v_0 = 0,7$ m/s.



(c) Data från mätning 5 och 6 under tröskelvärdet 1,72 kPa, $v_0 = 0,9$ m/s.

Figur 4.10: Spårpartikeln utspridning i bädden under tröskelvärdet för respektive undersökt fluidiseringshastighet. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filtrerats bort.

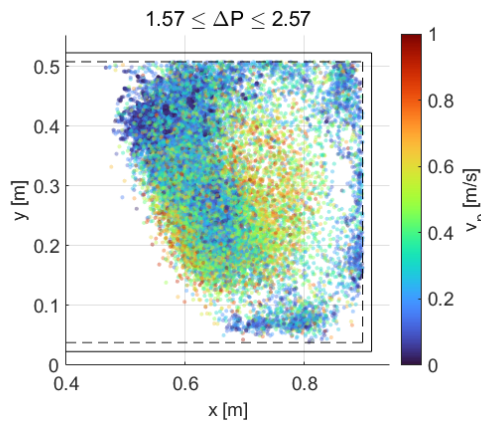
Som diskuterat i avsnitt 4.1 är flödesstrukturen i bädden asymmetrisk. Med en högre fluidiseringshastighet kan luftflödet genom den perforerade bottenplattans hål

4. Resultat & diskussion

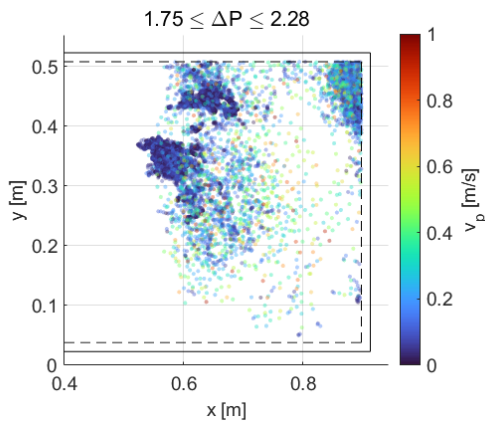
vara mer jämfördelat. Om en jämnare fördelning även medför en mer symmetrisk flödesstruktur skulle det innebära att den stagnanta zonen som presenteras i figur 4.10c motsvarar en mer symmetrisk flödesstruktur.

4.4.2 Utspridning mellan tröskelvärde och brytpunkt

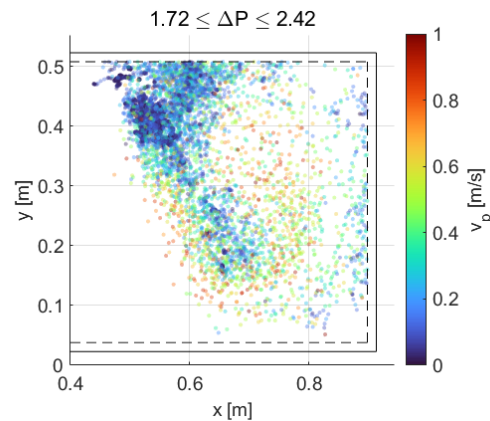
I tidigare delar av analysen observerades en brytpunkt. Vid ΔP över brytpunkten planar partikelns medelhastighet ut. Spårpartikelns utspridning mellan tröskelvärdet och brytpunkten för vardera fluidiseringshastighet visas i figur 4.11. Figuren visar att när ΔP stiger över tröskelvärdet sker stora förändringar i partikelns hastighet och rörelsebana.



(a) Data för mätning 1 och 2 mellan tröskelvärdet 1,57 kPa och brytpunkten 2,16 kPa, $v_0 = 0,8$ m/s.



(b) Data för mätning 3 och 4 mellan tröskelvärdet 1,79 kPa och brytpunkten 2,35 kPa, $v_0 = 0,7$ m/s



(c) Data för mätning 5 och 6 mellan tröskelvärdet 1,72 kPa och brytpunkten 2,40 kPa, $v_0 = 0,9$ m/s

Figur 4.11: Spårpartikelns utspridning i bädden mellan tröskelvärde och brytpunkt för respektive undersökt fluidiseringshastighet. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filtrerats bort.

För ΔP över tröskelvärdet kan spårpartikeln bryta sig fri från den stagnanta zonen och röra sig i cirkelliknande banor på höger sida av kammaren. För samtliga

4. Resultat & diskussion

fall i figur 4.11 går det dock fortfarande att se låga partikelhastigheter särskilt i de stagnanta zonerna, vilket tyder på att en hämmande effekt är närvarande i dessa zoner även över tröskelvärdet. Vid jämförelse mellan referensfallet 4.10a och de andra fallen är det tydligt att spårpartikeln har större utspridning i referensfallet. Det är viktigt att notera att referensfallet inte visade en lika tydlig brytpunkt som de andra två fallen. Det faktum att spårpartikeln rör sig mycket vid väggarna tyder på att brytpunkten i själva verket befinner sig vid ett lägre ΔP . För högre fluidiseringshastigheter är även högre hastigheter av spårpartikeln mer vanligt förekommande. Den stora samlingen av punkter med låg hastighet i figur 4.11b tyder på att spårpartikeln har större tendens att fastna i stagnanta zoner under lägre fluidiseringshastigheter. En möjlig orsak till denna observation är effekterna av skillnad i koncentrationer och primärluftens lyftkraft, så som diskuterat i avsnitt 4.4.

5

Slutsatser & fortsatta studier

Följande är de slutsatser som arbetet har resulterat i:

- Det finns en flödesstruktur i bädden som uppstår till följd av materialinflödet. Spårpartikelns rörelse är mer påverkad av flödesstrukturen än av bubblor i bädden och dess rörelse kan därför inte anses slumpmässig.
- Fluidiseringshastigheten påverkar flödesstrukturens utformning men de övergripande flödesmönstren är desamma.
- Flödesstrukturen i bädden är asymmetrisk vilket leder till en dominant utbredning av partikeln i höger sida av bädden.
- Det finns stagnanta zoner i bädden vars belägenhet är en följd av flödesstrukturen. Under låga ΔP fastnar spårpartikeln i den stagnanta zonen och det finns ett tröskelvärde i ΔP för vilken partikeln kan lämna zonen.
- Partikelns hastighet och utspridning har en tydlig koppling till ΔP .

Från presenterad data går det inte att dra något bestämt samband mellan tröskelpunkt och fluidiseringshastighet. För att avgöra om ett sådant samband existerar behöver fler fluidiseringshastigheter undersökas. Detta kan dock visa sig vara utmanande. Vid lägre fluidiseringshastigheter än 0,7 m/s ökar risken för defluidisering och experimentet befinner sig därmed utanför relevanta driftförhållanden. Vid fluidiseringshastigheten 0,9 m/s opererade sugfläkten nära sin maxkapacitet. Att utföra experiment med högre fluidiseringshastighet vid samma ΔP skulle kräva en starkare sugfläkt. Som nämnt i avgränsningar så har alla experiment i arbetet utförts utan sekundärluft. Kommersiella CFB:er använder sig dock i regel av sekundärluft. Därför vore det av intresse att utföra liknande experiment med sekundärluft som ytterligare en parameter. Rimligtvis bör användandet av sekundärluften påverka flödesstrukturen i bädden.

Det är också av intresse att vidare studera flödesstrukturen i bädden. Eftersom spårpartikeln skiljer sig avsevärt från bäddmaterialet när vad gäller densitet och volym kan partikelns rörelse i kammaren enbart ge en indikation av hur bäddmaterialets flödesstruktur faktiskt ser ut. En tydligare kartläggning av bäddmaterialets flödesstruktur har potential att bland annat ge svar till uppkomsten och belägenheten av de stagnanta zonerna. Vidare har detta arbete inte kunnat presentera någon data över hur spårpartikeln rör sig i vänster sida av kammaren på grund av den asymmetriska flödesstrukturen. Det är därför av intresse att studera hur flödet i vänster

5. Slutsatser & fortsatta studier

sida förhåller sig i relation till höger under samma driftförhållanden. Genom att exempelvis installera någon form av nätkonstruktion hade man kunnat begränsa spårpartikeln till vänster sida i kammaren. Anledningen till att flödesstrukturen i kammaren är asymmetrisk är fortsatt okänd. Det är därför av intresse att utforska möjliga orsaker till att asymmetrin uppstår.

Resultat och analys som presenteras i detta arbete omfattar enbart en spårpartikel som förhåller sig utanför de relevanta gränserna för biomassa. De slutsatser som har presenterats är fortfarande av intresse för omblandning av biomassa eftersom flödesstrukturen är oberoende av spårpartikeln. Fortsatta studier med en spårpartikel inom rätt gränser har i samband med detta arbete påbörjats. Detta för att se hur de observerade flödesstrukturerna och tröskelvärdena faktiskt påverkar biomassaliknande partiklar. På grund av tidsbrist så har resultat av denna studie inte kunnat presenteras i rapporten.

Litteratur

- [1] "Klimatet och industrin," Naturvårdsverket. [Online] Tillgänglig: <https://www.naturvardsverket.se/amnesomraden/klimatomstallningen/omraden/klimatet-och-industrin/>., Hämtad: 23 febr. 2024.
- [2] M. Rehfeldt, E. Worrell, W. Eichhammer och T. Fleiter, "A review of the emission reduction potential of fuel switch towards biomass and electricity in European basic materials industry until 2030," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, årg. 120, s. 109672, dec. 2019. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.10967>.
- [3] L. Håkansson). "Radarmätning kan revolutionera viktig teknologi inom energi- och processindustri," Chalmers. [Online] Tillgänglig: <https://www.chalmers.se/aktuellt/nyheter/mc2-radarmatning-kan-revolutionera-viktig-teknologi-inom-energi-och-processindustri/>., Hämtad: 7 maj 2024.
- [4] A. Demirbas, "Combustion characteristics of different biomass fuels," *Progress in Energy and Combustion Science*, årg. 30, nr 2, ss. 219–230, okt. 2003. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2003.10.004>.
- [5] J. Ahlgren och P. Wageborn, "Characterization of fuel mixing in a fluidized bed cold model: An experimental study using magnetic particle tracking," Mastersarbete, Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap, Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg, Sverige, 2021.
- [6] D. Kunii och O. Levenspiel, *Fluidization engineering*, 2. utg. Oxford, U.K.: Butterworth-Heinemann, 1991.
- [7] Naturvårdsverket, "Förbränningsanläggningar för energiproduktion inklusive rökgaskondensering," *Branschfakta*, mars 2005.
- [8] A. Köhler, A. Rasch, D. Pallarès och F. Johnsson, "Experimental characterization of axial fuel mixing in fluidized beds by magnetic particle tracking," *Powder Technology*, årg. 316, ss. 492–499, juli 2017. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.12.093>.
- [9] A. Köhler, D. Pallarès och F. Johnsson, "Magnetic tracking of a fuel particle in a fluid-dynamically down-scaled fluidised bed," *Fuel Processing Technology*, årg. 162, ss. 368–377, juli 2017. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2017.03.018>.

Litteratur

- [10] E. Sette, D. Pallarès och F. Johnsson, "Experimental quantification of lateral mixing of fuels in fluid-dynamically down-scaled bubbling fluidized beds," *Applied Energy*, årg. 136, nr 0306-2619, ss. 671–681, dec. 2014. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.09.075>.
- [11] A. Soria-Verdugo, L. Garcia-Gutierrez, S. Sanchez-Delgado och U. Ruiz-Rivas, "Circulation of an object immersed in a bubbling fluidized bed," *Chemical Engineering Science*, årg. 11, nr 1, ss. 78–87, jan. 2011. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.10.006>.
- [12] X. P. Chen, D. Y. Liu, Z. D. Chen och C. S. Zhao, "Experimental Study on Particle Feeding and Mixing in the Bottom Zone of a Circulating Fluidized Bed," i *Proceedings of the 20th International Conference on Fluidized Bed Combustion*, G. Yue, H. Zhang, C. Zhao och Z. Luo, utg., Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2010, ss. 324–329, ISBN: 978-3-642-02682-9.
- [13] J. S. Lin, M. M. Chen och B. T. Chao, "A novel radioactive particle tracking facility for measurement of solids motion in gas fluidized beds," *AIChE Journal*, årg. 31, nr 3, ss. 465–473, mars 1985. DOI: <https://doi.org/10.1002/aic.690310314>.
- [14] E. Sette, D. Pallarès, F. Johnsson, F. Ahrentorp, A. Ericsson och C. Johansson, "Magnetic tracer-particle tracking in a fluid dynamically down-scaled bubbling fluidized bed," *Fuel Processing Technology*, årg. 138, nr 0378-3820, ss. 368–377, juni 2015. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.06.016>.
- [15] J. Olsson, "Fuel dispersion and bubble flow distribution in fluidized beds," Licentiatuppsats, Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap, Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg, Sverige, 2011.
- [16] E. Johnson, "Goodbye to carbon neutral: Getting biomass footprints right," *Environmental Impact Assessment Review*, årg. 29, nr 3, ss. 165–168, april 2009. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.eiar.2008.11.0021>.
- [17] H. Fiona och C. Phoebe, "Greenpeace accuses Treasury of distorting its stance on biomass burning," *The Guardian*, jan. 2023. [Online] Available: <https://www.theguardian.com/environment/2023/jan/24/greenpeace-accuses-treasury-of-distorting-its-stance-on-biomass-burning#:~:text=Greenpeace%2C%20along%20with%20other%20green,could%20be%20better%20used%3B%20cutting>.
- [18] R. Eva. "Fjärrvärme," Energiföretagen. [Online] Tillgänglig: <https://www.energiforetagen.se/energifakta/fjarrvarme/>.
- [19] M. Hupa, "CURRENT STATUS AND CHALLENGES WITHIN FLUIDIZED BED COMBUSTION," i *Advanced Combustion and Aerothermal Technologies*, N. Syred och A. Khalatov, utg., 3300 AA Dordrecht, The Netherlands: Springer, 2007, ss. 324–329, ISBN: 978-1-4020-6515 -6.
- [20] R. Pierrehumbert, "Plant power: Burning biomass instead of coal can help fight climate change—but only if done right," *Bulletin of the Atomic Scientists*,

Litteratur

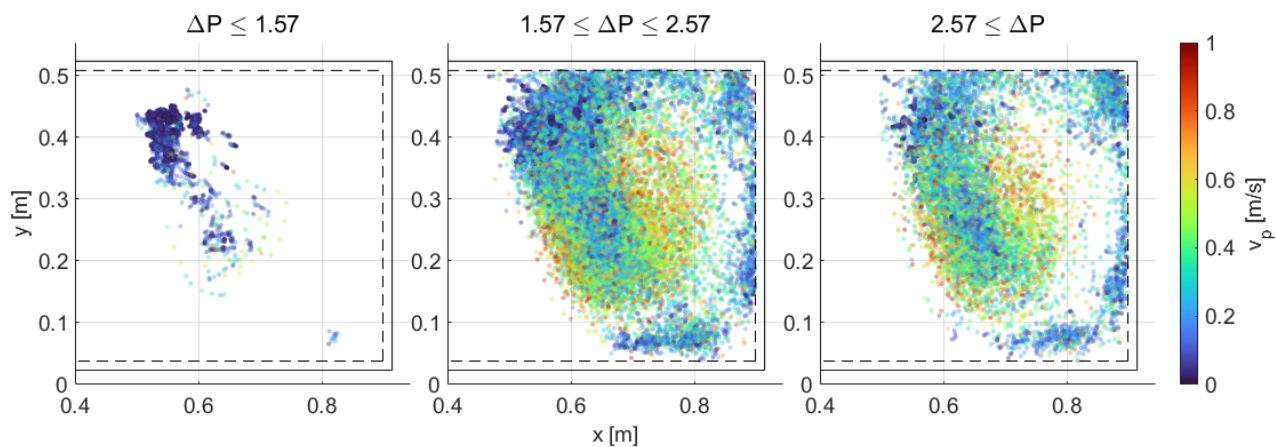
- årg. 78, nr 3, ss. 125–127, 2022. DOI: <https://doi.org/10.1080/00963402.2022.2062931>.
- [21] J. Koornneef, M. Junginger och A. Faaij, "Development of fluidized bed combustion—An overview of trends, performance and cost," *Progress in Energy and Combustion Science*, årg. 33, nr 1, ss. 19–55, febr. 2007. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2006.07.001>.
- [22] T. Fouilland, J. R. Grace och N. Ellis, "Recent advances in fluidized bed technology in biomass processes," *Biofuels*, årg. 1, nr 3, ss. 409–433, 2010. DOI: <https://doi.org/10.4155/bfs.10.20>.
- [23] J. R. Grace, X. Bi och N. Ellis, *Essentials of fluidization technology*, 1. utg. Hoboken, NJ, USA: John Wiley & Sons, 2020.
- [24] D. Pallarès, "Fluidized bed combustion-modeling and mixing," Doktorsavhandling, Avdelning för energiteknik, Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg, Sverige, 2008. URL: <https://research.chalmers.se/publication/70814>.
- [25] W.-C. Yang, "Bubbling fluidized beds," i *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, W.-C. Yang, red. 1. utg. Boca Raton, FL, USA: CRC Press, 2003, kap. 3, ss. 53–112.
- [26] "Gränshastighet," Nationalencyklopedin. [Online] Tillgänglig: <https://www.ne.se/uppslagsverk/encyklopedi/l%C3%A5ng/gr%C3%A4nshastighet..> Hämtad: 22 febr. 2024.
- [27] A. Köhler, "Mixing of Large Solids in Fluidized Beds: Semiempirical Modeling and Experiments with Application to Fuel Mixing," Doktorsavhandling, Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap, Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg, Sverige, 2021. URL: <https://research.chalmers.se/publication/523897>.
- [28] T. Djerf, "Solids Flow in Large-Scale Circulating Fluidized Bed Furnaces," Doktorsavhandling, Institutionen för Rymd-, geo- och miljövetenskap, Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg, Sverige, 2021. URL: <https://research.chalmers.se/publication/524053>.
- [29] J. Werther, "Bubble chains in large diameter gas fluidized beds," *International Journal of Multiphase Flow*, årg. 3, nr 4, ss. 367–381, juni 1977. DOI: [https://doi.org/10.1016/0301-9322\(77\)90016-7](https://doi.org/10.1016/0301-9322(77)90016-7).
- [30] D. Pallarès och F. Johansson, "A novel technique for particle tracking in cold 2-dimensional fluidized beds—simulating fuel dispersion," *Chemical Engineering Science*, årg. 61, nr 8, ss. 2710–2720, april 2006. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.11.030>.
- [31] T. Djerf, D. Pallarès och F. Johansson, "Solids flow patterns in large-scale circulating fluidised bed boilers: Experimental evaluation under fluid-dynamically down-scaled conditions," *Chemical Engineering Science*, årg. 231, febr. 2021. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.116309>.

Litteratur

- [32] L. R. Glicksman, "Scaling relationships for fluidized beds," *Chemical Engineering Science*, årg. 39, nr 9, ss. 1373–1379, 1984. DOI: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(84\)80070-6](https://doi.org/10.1016/0009-2509(84)80070-6).
- [33] L. Glicksman, M. Hyre och K. Woloshun, "Simplified scaling relationships for fluidized beds," *Powder Technology*, årg. 77, nr 2, ss. 177–199, 1993. DOI: [https://doi.org/10.1016/0032-5910\(93\)80055-F](https://doi.org/10.1016/0032-5910(93)80055-F).
- [34] M. Horio, H. Ishii, Y. Kobukai och N. Yamanishi, "A Scaling Law for Circulating Fluidized Beds," *Journal of Chemical Engineering of Japan*, årg. 22, nr 6, ss. 587–592, 1989. DOI: <https://doi.org/10.1252/jcej.22.587>.
- [35] E. van der Meer, R. Thorpe och J. Davidson, "Dimensionless groups for practicable similarity of circulating fluidised beds," *Chemical Engineering Science*, årg. 54, nr 22, ss. 5369–5376, nov. 1999. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(99\)00270-5](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(99)00270-5).

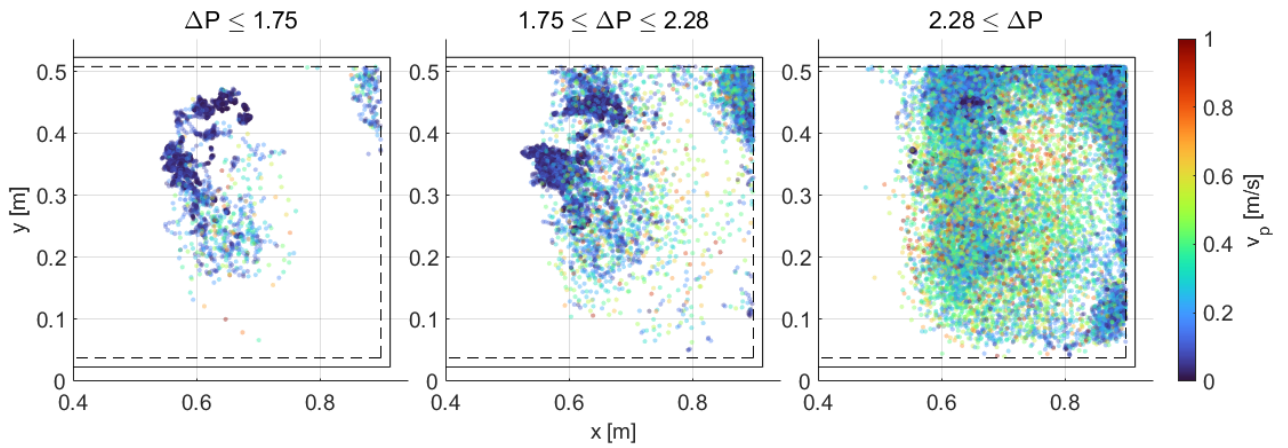
A

Spårpartikelns utspridning i badden för olika ΔP

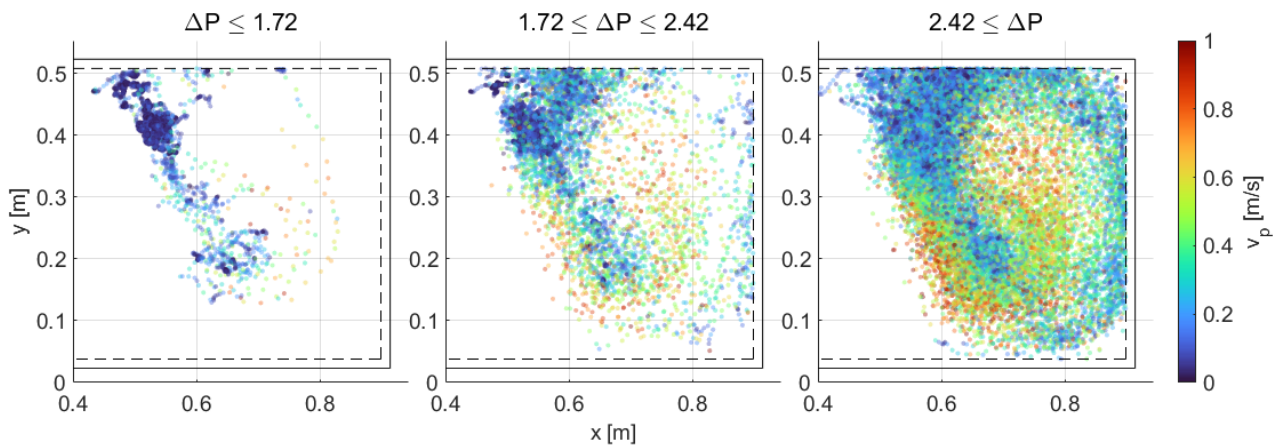


Figur A.1: Spårpartikelns utspridning i badden för referensfallet $v_0 = 0,8$ m/s. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filtrerats bort.

A. Spårpartikelns utspridning i bädden för olika ΔP



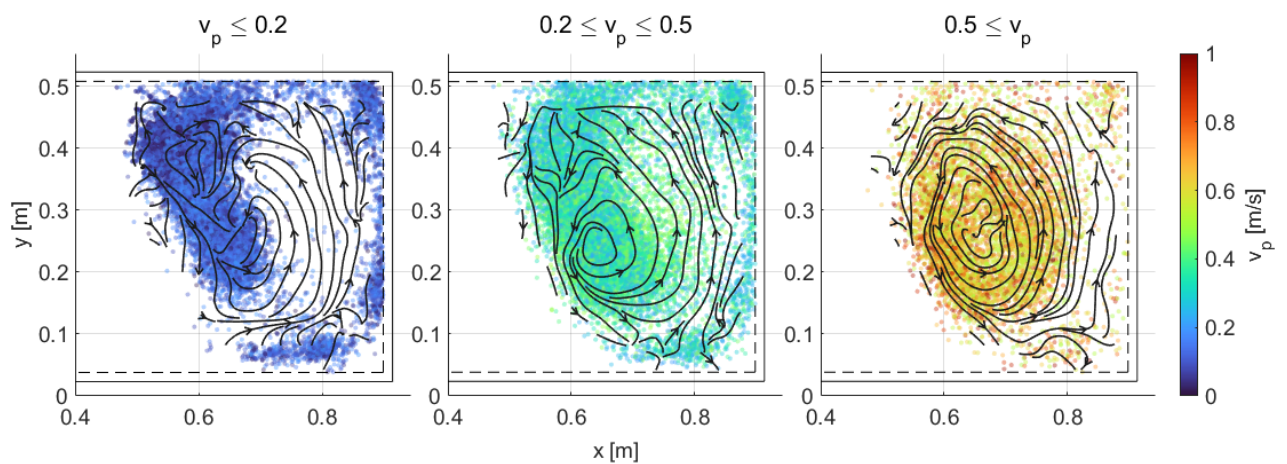
Figur A.2: Spårpartikelns utspridning i bädden för lägre fluidiseringshastighet $v_0 = 0,7$ m/s. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filterats bort.



Figur A.3: Spårpartikelns utspridning i bädden för högre fluidiseringshastighet $v_0 = 0,9$ m/s. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filterats bort.

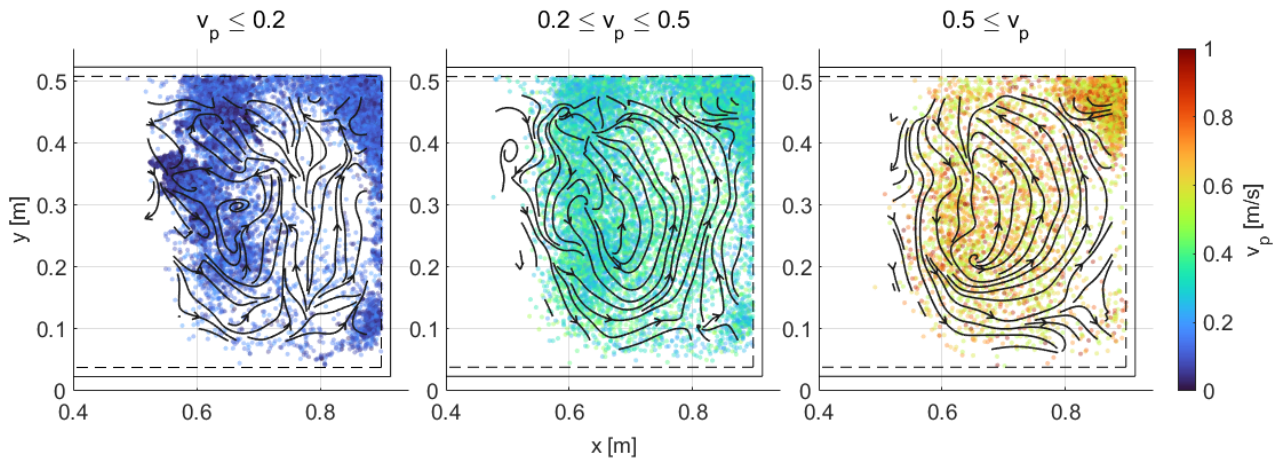
B

Utspridning och rörelseriktning i bädden för olika hastighetsintervall hos spårpartikeln

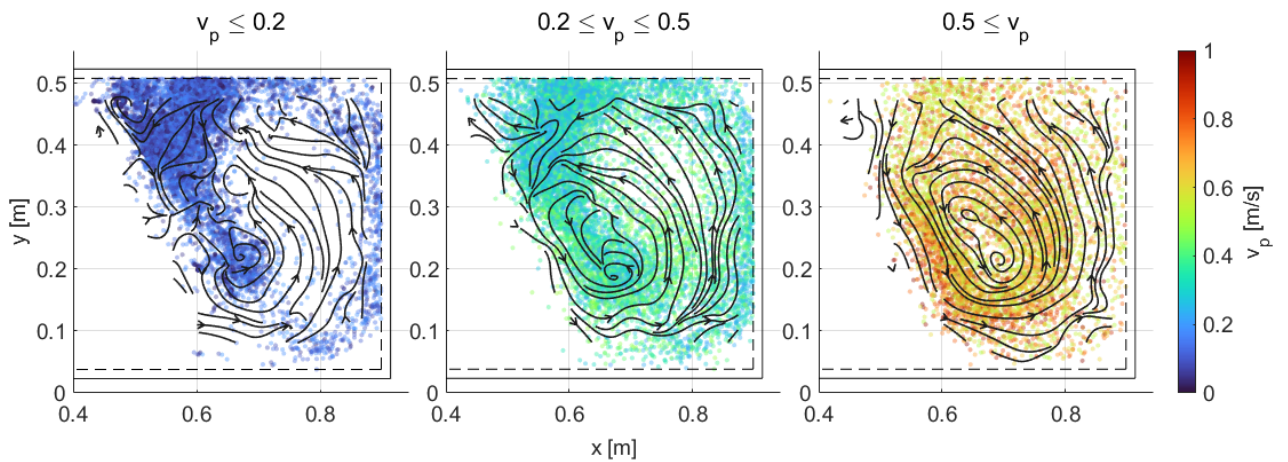


Figur B.1: Utspridning samt rörelseriktning i bädden för referensfallet $v_0 = 0,8$ m/s för olika hastighetsintervall hos spårpartikeln. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filtrerats bort.

B. Utspridning och rörelseriktning i bädden för olika hastighetsintervall hos spårpartikeln



Figur B.2: Utspridning samt rörelseriktning i bädden för lägre fluidiseringshastighet $v_0 = 0,7$ m/s för olika hastighetsintervall hos spårpartikeln. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filtrerats bort.



Figur B.3: Utspridning samt rörelseriktning i bädden för högre fluidiseringshastighet $v_0 = 0,9$ m/s för olika hastighetsintervall hos spårpartikeln. I samtliga figurer har endast var femte datapunkt ritats ut, och punkter med hastigheter över 1 m/s filtrerats bort.

C

Materialflöde

Tabell C.1 till C.3 presenterar uppmätta värden av materialflöde i cyklonen (G_s) under höga DP förhållanden, för olika fluidiseringshastigheter. Flödet är beräknat med följande ekvation:

$$G_s = \frac{\frac{\Delta P}{\Delta t} * A_{DC}}{g * A_{Riser}} \quad (C.1)$$

Var A_{DC} är arean av plenumplattan i cyklonen och A_{Riser} är arean av kammarens botten.

Tabell C.1: Flöde av externt cirkulerande bäddmaterial för 0,7 m/s i fluidiseringshastighet

Medelvärde av DP före mätning (kPa)	2,56	2,71	2,80	2,86	2,96
Flöde (kg/m ² s)	6,12	5,70	5,24	5,01	5,40

Tabell C.2: Flöde av externt cirkulerande bäddmaterial för 0,8 m/s i fluidiseringshastighet

Medelvärde av DP före mätning (kPa)	2,62	2,28	2,34	2,22	2,74	2,82
Flöde (kg/m ² s)	5,80	4,26	3,47	3,65	6,14	6,10

Tabell C.3: Flöde av externt cirkulerande bäddmaterial för 0,9 m/s i fluidiseringshastighet

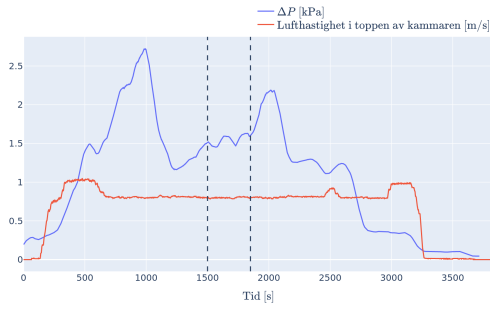
Medelvärde av DP före mätning (kPa)	2,60	2,52	2,72	2,67	2,66	2,71
Flöde (kg/m ² s)	6,07	5,77	6,05	5,75	5,85	6,08

D

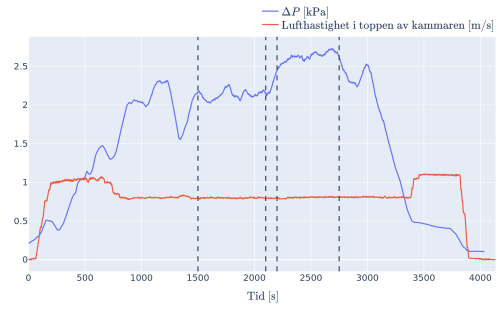
Koncentrationsprofiler

I figur D.1 visas de intervall där ΔP var stabilt under en längre tid. Från dessa intervall beräknades genomsnittliga koncentrationsprofiler enligt metoden i 2.3. Vissa av tryckgivarna i S13-enheten gav konsekvent felaktiga mätvärden som ledde till negativa beräknade koncentrationer. Dessa värden har filtrerats bort i samtliga figurer. Till koncentrationerna som visas i figur D.2 till D.4 har uppskattningen (2.3) anpassats med minsta kvadrat-metoden.

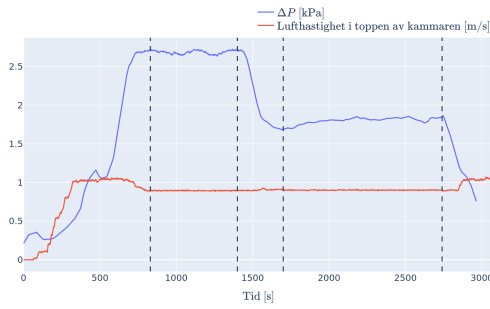
D. Koncentrationsprofiler



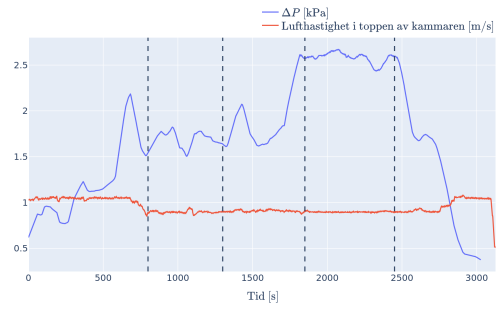
(a) Mätning 1.



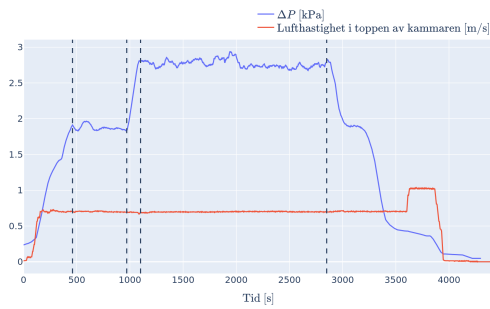
(b) Mätning 2.



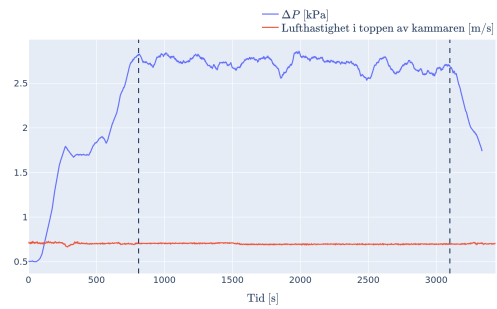
(c) Mätning 3.



(d) Mätning 4.



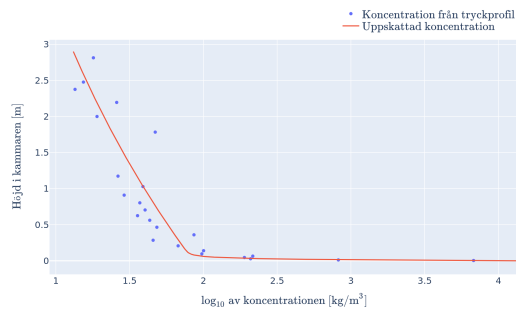
(e) Mätning 5.



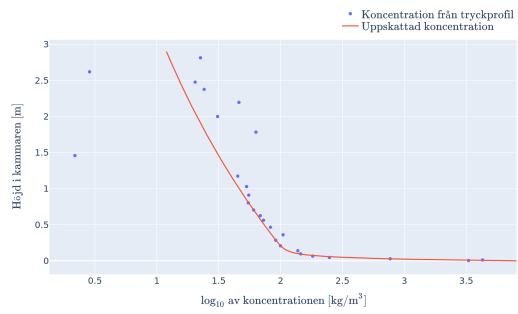
(f) Mätning 6.

Figur D.1: ΔP och luft hastighet för samtliga mätningar med intervall av stabila ΔP markerade för beräkning av koncentrationsprofiler.

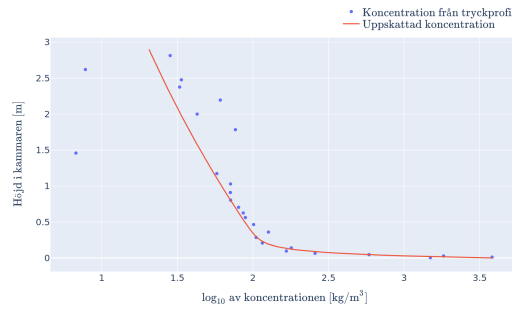
D. Koncentrationsprofiler



(a) Mätning 1 för ΔP 1,5 till 2,2 kPa under 350 s.



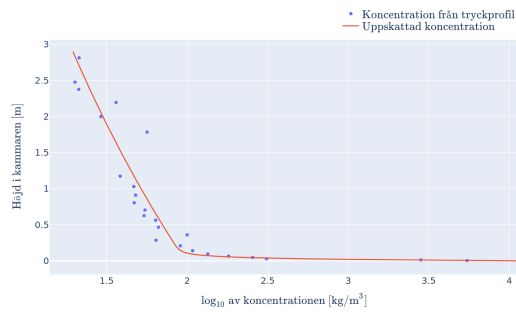
(b) Mätning 2 för ΔP 2,0 till 2,2 kPa under 600 s.



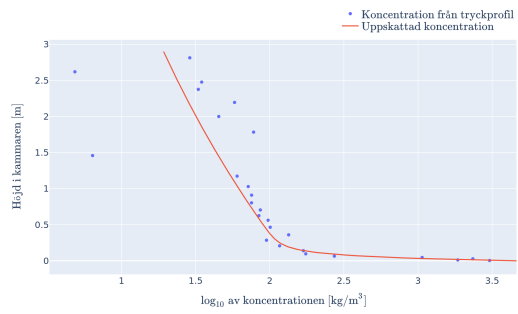
(c) Mätning 2 för ΔP 2,5 till 2,7 kPa under 550 s.

Figur D.2: Genomsnittliga koncentrationsprofiler för mätning 1 och 2 vid 0,8 m/s. Punkterna är beräknade från tryckmätningar och kurvan är en anpassning av (2.3).

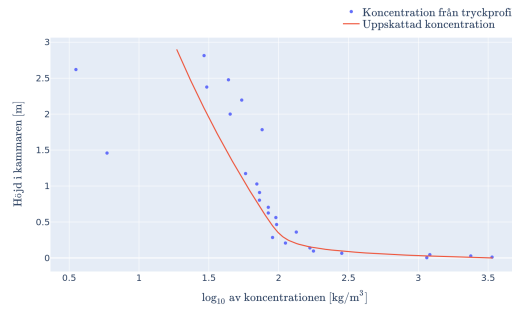
D. Koncentrationsprofiler



(a) Mätning 3 för ΔP 1,85 till 1,95 kPa under 510 s.



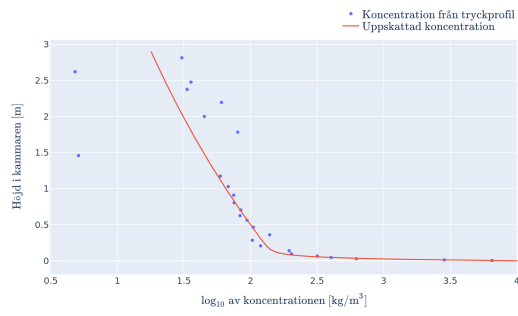
(b) Mätning 3 ΔP 2,7 till 2,95 kPa under 1650 s.



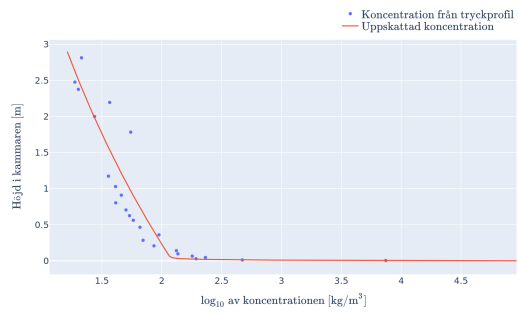
(c) Mätning 4 för ΔP 2,6 till 2,85 kPa under 2290 s.

Figur D.3: Genomsnittliga koncentrationsprofiler för mätning 3 och 4 vid 0,7 m/s. Punkterna är beräknade från tryckmätningar och kurvan är en anpassning av (2.3).

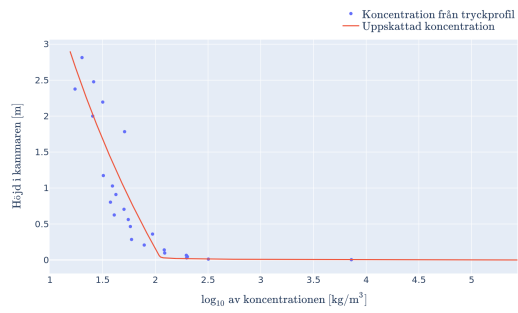
D. Koncentrationsprofiler



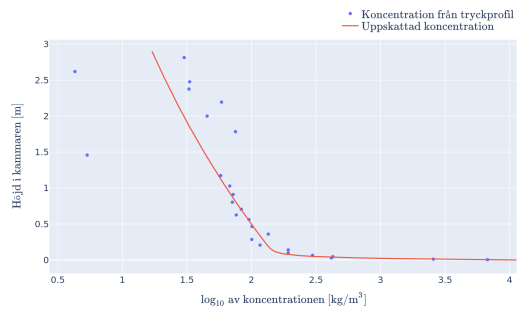
(a) Mätning 5 för ΔP 2,6 till 2,7 kPa under 670 s.



(b) Mätning 5 för ΔP 1,7 till 1,85 kPa under 1040 s.



(c) Mätning 6 för ΔP 1,5 till 2,0 kPa under 500 s.



(d) Mätning 6 för ΔP 2,4 till 2,7 kPa under 600 s.

Figur D.4: Genomsnittliga koncentrationsprofiler för mätning 5 och 6 vid 0,9 m/s. Punkterna är beräknade från tryckmätningar och kurvan är en anpassning av (2.3).

INSTITUTIONEN FÖR RYMD-, GEO- OCH MILJÖVETENSKAP
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Göteborg, Sverige
www.chalmers.se



CHALMERS