

Förbättrad förbränningsprestanda vid avfallsförbränning i FB-pannor

-Bäddynamikens inverkan på luft-/bränsleomblandningen

Johanna Olsson (Högskolan i Borås)

David Pallarés, Henrik Thunman, Filip Johnsson (Chalmers)

Bengt-Åke Andersson (E.on/Högskolan i Borås)

Anders Victorén (Metso Power AB)

Andreas Johansson (SP)



Förbättrad förbränningsprestanda vid avfallsförbränning i FB-pannor

-Bäddynamikens inverkan på luft-/bränsleomblandningen

Improved combustion performance of waste-fired FB-boilers

-The influence of the dynamics of the bed on the air-/fuel interaction

Johanna Olsson (Högskolan i Borås)

David Pallarés, Henrik Thunman, Filip Johnsson (Chalmers)

Bengt-Åke Andersson (E.on/Högskolan i Borås)

Anders Victorén (Metso Power AB)

Andreas Johansson (SP)

Projektnummer WR-01 År: 2010

WASTE REFINERY SP Sveriges Tekniska Forskningsinstitut Box 857, 501 15 Borås www.wasterefinery.se wasterefinery@sp.se ISSN 1654-4706

Sammanfattning

Syftet med fluidbäddpannor är huvudsakligen att genom bäddynamiken och den ackumulerade värmen i bädden skapa en bra omblandning av bränsle och syre så att god förbränning kan erhållas med låg stökiometri och låga emissioner. Trots detta är det inte ovanligt att avfallseldade FB-pannor på luftöverskott på 6-8 % syre (O₂), vilket motsvarar ca 30-40 % större rökgasflöden än teoretiskt optimum, och de gentemot rosterpannor höga tryckfallen som erhålls över dysor och bottenbädd leder till stora kostnader i fläktenergi. Detta arbete har därför tagit sikte på att öka förståelsen kring hur bäddynamiken påverkar luft-/bränsleomblandningen. Metoder för att förklara och karaktärisera de förlopp som sker har tagits fram. Resultat från dem visar bland annat på:

- fördelningen av syre i en bädd för några olika driftsfall samt inverkan av tryckfall, bäddhöjd och fluidiseringshastighet
- en semi-empirisk metod att beräkna en jämn fluidisering
- förhållandet mellan fluidisering och bränsletransport för några olika fluidiseringsflöden och bränslen
- Dispersionskoefficienter för olika bränslen
- hur flyktavgången ser ut för några avfallsbränslen gentemot andra typer av biobränslen

Resultaten kan användas för att optimera omblandningen i befintliga anläggningar, t.ex. genom att skapa jämn fluidisering vid så låga tryckfall över dysbotten och bädd som möjligt. En jämn fluidisering leder också till minskad risk för sintringar och en jämn luftfördelning, vilket i sin tur leder kan leda till lägre emissioner och möjliggöra lägre luftöverskott. Projektet har därmed nått sitt specifika mål med att skapa generisk kunskap om avfallsförbränningsförloppet i fluidbäddpannor.

Nyckelord: Bubbelfördelning, Bränslespridning, Dispersionskoefficienter, FB-pannor, Avfallsförbränning

Summary

One of the key benefits of fluidized bed combustion is that the bed – through mixing of fuel and air and accumulated heat – facilitates combustion at low stochiometri and with low emissions. Even so, it is not unusual that waste-fired FB-boilers are operated at 6-8% oxygen that corresponds to 30-40% higher flows of gas than theoretically needed. In addition to that and in comparison to grate furnaces, FB-boiler can cause high pressure drop losses because of the fluidization of the bottom bed, which in turn are associated with high costs for power (fans). This work aims therefore at increasing the knowledge for how the dynamics of the bed affects the air and fuel mixture. Methods to explain and characterize the phenomenon have been derived within this work showing:

- Distribution of air in a bed for various cases and the influence of pressure drop, bed height and fluidization velocity
- A semi-empiric method to calculate an even bubble distribution
- The relation between fluidization and fuel distribution for various fluidization flows and fuels
- Dispersion rates for various fuels
- Volatilization rates for waste in relation to biomass

The result can be useful when optimizing units, for instance through finding as low pressure drops as possible with an even bubble distribution, low risk for sintering and unwanted emissions. The work has thereby reached its ultimate goal of increasing the generic knowledge about waste combustion in FB-boiler.

Key words: Bubble distribution, Fuel distribution, Dispersion rates, FB boilers, Waste combustion

Innehållsförteckning

1	I	NLEDNING	1
	1.1 1.2 1.3	Problemdiskussion Problemformulering och mål Avgränsningar	1 2 3
2	В	AKGRUND	4
3	N	IATERIAL OCH METODER	6
	3.1 3.2 3.3 3.4 3.5 3.6	MODELLERING AV BUBBELDYNAMIK Digital bildanalys för att karaktärisera bubbeldynamik och bränsletransport Försök i 2D-rigg för att karaktärisera bubbeldynamik Kallförsök i Chalmers förgasningsreaktor för att karaktärisera bränsletransport Varma försök i Chalmers förgasningsreaktor för att karaktärisera Bränsletransport Flyktavgångsförsök	6 9 12 14 16 20
4	R	ESULTAT OCH DISKUSSION	23
	4.1 4.2 4.3 4.4	Modellering av bubbeldynamik Digital bildanalys för att karaktärisera bubbeldynamik och bränsletransport Digital bildanalys (DIA) för partikelspårning Flyktavgång	23 24 27 36
5	R	ESULTATANALYS	38
6	S	LUTSATSER	40
7	R	EKOMMENDATIONER OCH ANVÄNDNING	41
8	L	ITTERATURREFERENSER	42

Bilagor

А	A Modeling	of Bubble Flow	in Fluidized Bed	Combustion
---	------------	----------------	------------------	------------

- B Digital image analysis of bubble flow distribution influence of operational parameters
- C Bubbelflöde i 2D-rigg
- D Se filmer på WRs webbsida om fluidisering
- E Se filmer på WRs webbsida om bränsletransport
- F Se filmer på WRs webbsida om spårning av partiklar
- G Se film på WRs webbsida om en koncentrationsprofils utveckling för en batch med flispartiklar

1 Inledning

1.1 Problemdiskussion

Alla förbränningsprocesser styrs av det ingående bränslets egenskaper, samt av luft- och bränsleomblandningen. En betydande del av en förbränningsanläggning syftar därför till att uppnå optimal omblandning eller för att kompensera för variationer i bränslet och att omblandningen inte är optimal. Bränslets fördelning i tid (inmatning) och rum (eldstaden) varierar mer eller mindre alltid och ofta tillsätts det betydligt mer luft än vad som teoretiskt är nödvändigt för att kompensera för variationerna och säkerställa att det i alla delar finns tillräckligt med luft för att bränna ut bränslet. Om lufttillförsel är för låg finns det risk för CO, TOC, dioxiner, oförbrända partiklar i askorna, sintringar, ökat materialslitage och ökat behov av additiv i nedströms reningsutrustning (t.ex. aktivt kol). För hög lufttillförsel medför å andra sidan ökat tryckfall och behov av fläktenergi, ökade emissioner av NOx och/eller ökat behov av additiv för NOx reduktion (t.ex. ammoniak och urea).

I en fluidbäddpanna styrs omblandningen av luft och bränsle dels av anläggningens design men också av hur bäddynamiken och bubbelmönstret ser ut. Bubblorna och övriga rörelser i bädden kan hjälpa till att fördela luft och bränsle över eldstadens tvärsnitt, men det kan även motverka detsamma. Bildandet av bubbelstråk kan medföra att luft kanaliseras utan att komma i kontakt med bränslet och dessutom skapa barriärer mot bränsletransport. Avfluidiserade zoner, där bäddsanden inte längre är fluidiserad, och medföljande sintringar kan också uppstå om bubblorna inte fördelas jämnt över bäddens tvärsnitt. I Figur 1 ges en principskiss på hur bubbelflöden och bäddynamik hänger ihop med förbränningsprocess och pannprestanda.

Detta arbete har bland annat studerat parametrar som styr fördelningen av bubblorna i bädden och visat på deras inbördes relation. Resultatet från denna studie har gett ny kunskap och är ett värdefullt bidrag till hur det med hjälp av utläggning av pannan och driftinställningar går att åstadkomma god luft- och bränsleomblandningen med låga tryckförluster. Arbetet har också tagit fram verktyg och metoder som underlättar förståelsen för hur bubblande bäddar beter sig. Metoderna har också lett till att spridningskoefficienter för olika bränslen har kunna tas fram. Projektet har även studerat flyktavgång från olika avfallsbränslen och relaterat dessa till biobränslen för att kunna uppskatta relevanta uppehållstider och andel av bränslet som brinner i själva bädden.

Med denna kunskap följer ledtrådar till hur en anläggning skall köras för att åstadkomma en hög prestanda och verkningsgrad samtidigt som driftsstörningar, emissioner och fläktenergi hålls låga. Därtill följer en ökad förståelse för hur bottenbädd och bränsleinmatning skall designas i nya anläggningar.



- Figur 1. Principskiss över parametrar som påverkar förbränningsprocessen i en FB-panna samt vilka konsekvenser förbränningsprocessen har på anläggningens pannprestanda
- Figure 1. Principal sketch of the governing parameters for the combustion process in a FBboiler as well as the consequences from the combustion process on the performance of the boiler

1.2 Problemformulering och mål

För att åstadkomma en effektivare avfallsförbränning med högre verkningsgrad och drifttillgänglighet krävs mer kunskaper om hur och var avfallsbränslen brinner i eldstaden. Detta arbete har syftat till att detaljstudera förbränningsförloppet för avfall i en fluidiserad bädd med avsikten att möjliggöra effektmålen:

- optimal förbehandling
- aktiv styrning av luft/bränsleförhållandet
- ökad förbränningskontroll
- ökad el- och pannverkningsgrad
- lägre emissioner

Resultaten från projektet förväntades ge underlag åt framtagandet av sensorer samt åt ekonomiska utvärderingar av olika driftinställningar. Det specifika målet har varit att skapa generisk kunskap om avfallsförbränningsförloppet med fokus på fluidbäddpannor. Projektet har även syftat till att utbilda forskare, väl lämpade för att arbeta inom Waste Refinery verksamhetsområde, samt för att ge en ökad förståelse och mervärde åt projekt som är av en mer kortsiktig och tillämpad karaktär och som främst riktar sig mot fokusområdet "Termisk behandling av avfall".

Exempel på mätbara mål:

- 1) Framtagande av mätsond med inbyggd ljuskälla och videokamera för filmning av bränslespridningen i Chalmers forskningsreaktor. En teknik som praktiskt kan tillämpas även i andra applikationer där man efterfrågar visuell information från förbrännings- eller förgasningsreaktorer och där det saknas ljuskällor i form av flammor.
- 2) Framtagande av bildbehandlingsmetodik för att fastställande av bränslespridning.
- 3) Ökad kunskap kring bränslespridning i fluidbäddpannor. Detta efterfrågas av främst panntillverkare men även operatörer och anläggningsägare är – för att kunna säkerställa en optimal lufttillförsel – direkt hjälpta av att bättre förstå hur t.ex. partikelstorleken påverkar förbränningsförloppet.
- 4) Semi-empiriska modeller för luft- och bränslespridning och förbränningsförlopp för olika avfallsfraktioner.

1.3 Avgränsningar

Arbetet är riktat mot anläggningar med fluidbäddteknik och arbetet har i denna fas varit inriktad på att utveckla verktyg och angreppssätt för att förstå och karaktärisera lateral bränsletransport samt de fenomen som styr bränsletransporten. Arbetet har av denna anledning huvudsakligen utförts i labb- och forskningsreaktorer under kalla tillstånd.

Arbetet kan bidra med grundläggande kunskap som kan medverka till att utveckla befintliga anläggningar och design av nya anläggningar men arbetet syftar inte till att ta fram ritningar eller dimensionera nya anläggningar.

2 Bakgrund

Termisk omvandling (förbränning/förgasning) av olika fasta bränslen i fluidiserade bäddar är en teknik som tillämpbar inom ett brett område och är en teknik som är dominerade för fasta bränslen i storleksintervallet 20 till 200 MWth. Principen bygger på att det i botten av en eldstad finns en bädd av fina sand- eller askpartiklar som fluidieras, dvs får egenskaper som en fluid när luft eller annat fluidiseringsmedia strömmas igenom. En av de stora fördelarna med tekniken är att bädden fungerar som en värmeackumulator och medför att förbränning kan säkerställas även vid förhållandevis låga förbränningstemperaturer. En annan fördel är att bäddynamiken hjälper till att fördela luft- och bränsle över eldstaden. Bubbelflödet i en fluidbädd styrs på en makroskala av parametrar så som gashastigheter och tryckfall över bädd och dysbotten. På en mikroskala styrs det av parametrar så som partiklars sfäriskhet, densitet, friktion mellan partiklar och mellan partiklar och gas.

Förbränning av avfall i FB-pannor är utmanande av flera orsaker, inte minst på grund av bränslets heterogenitet [1]. Avfallsbränslets varierande värmevärde och styckestorlek samt risken för emissioner av t.ex. CO, TOC och dioxiner tvingar fram höga luftöverskott som kompenserar för tillfällen med höga bränslekoncentrationer i eldstaden. Höga luftöverskott är dock förknippade med låg verkningsgrad och höga emissioner av NOx. För de tillfällen då bränslekoncentrationen i eldstaden är lägre än det förväntade måste stödbrännare aktiveras i enlighet med avfallsförbränningsdirektivet för att hålla eldstadstemperaturen över 850 °C i 2 sekunder. Dessa stödbrännare drivs vanligtvis med olja eller gas och användande av dem är vanligtvis förknippat med oönskade kostnader. Varaktiga tillfällen av höga eller låga bränslekoncentrationer kräver dessutom ändrade driftsparametrar och ofta sker en stor del av utsläppen av CO och TOC vid dessa förändringar.

En annan utmaning för att undvika emissioner och åstadkomma effektiv drift är att sprida ut bränslet jämnt över eldstadens tvärsnitt (vilket till exempel har belysts i referenserna [2] och [3]). De flyktiga beståndsdelarna i bränslet avgår emellertid mycket snabbt i jämförelse med den tid det tar att sprida ut bränslepartiklarna över tvärsnittet och resultatet blir därför att en stor del av bränslet brinner upp i ett stråk upp genom pannan i bränsleinmatningens närområde [4].

I litteraturen finns en stor mängd publikationer inom området förbränning av fasta bränslen och bränslefördelning, men dessa har främst varit fokuserade på traditionella bränslen som kol och på senare tid även biobränslen. En del arbeten behandlar samförbränning av utsorterade avfallsfraktioner [5-7] och en det finns ytterligare några arbeten som berör bränslefördelning och förbränningsförlopp i FB-pannor [8-13], men mer kunskap behövs.

Avfallsbränslens varierande sammansättning, tillsammans med den ofta höga andelen av oorganiska komponenter, försvårar även möjligheten att hålla värmeöverförande ytor rena från (ofta korrosiva) beläggningar. Detta leder till kostsamma konsekvenser, till exempel kompliceras hög elproduktion då den korrosiva miljön förhindrar hög ångdata, och gör energiåtervinning från avfall olönsam i många områden/länder där värmebehov och på fjärrvärmenät saknas. Konsekvensen är att det dessa platser byggs avfallsförbränningsanläggningar utan energiåtervinning, d.v.s. enbart för destruktion av avfall, p.g.a. att elproduktionen inte kan bära upp kostnaderna för turbiner, generatorer etc.

För att optimera avfallsförbränningsprocessen, åstadkomma en aktiv styrning och kontroll av förbränningen, samt för att bättre förstå bildandet av oorganiska föreningar krävs en ökad förståelse för hur olika avfallsfraktioner inverkar på förbränningsprocessen. Detta kräver i sin tur information om hur olika avfallsbränslen utifrån egenskaper som storlek, densitet samt flykt och kokshalt uppför sig i eldstaden.

3 Material och metoder

Arbetet med att förbättra förbränningsprestanda är inriktat på att förstå hur bränsle- och luft bäst kan samspela i syfte att erhålla låga: emissioner, luftöverskott, tryckfallsförluster samt få driftsstörningar. Metoderna för att nå syftet är att öka förståelsen för hur olika bränslen brinner med avseende på specifika egenskaper och, framförallt, på hur lufttillförsel påverkar dynamiken i bottenbädden samt den efterföljande tvåfasströmningen. Specifikt har arbetet bestått av att:

- Modellera bubbeldynamik
- Ta fram metoder för att karaktärisera bubbeldynamik och bränsletransport
 - Tryckmätningar och digital bildanalys (DIA)
 - 0 Kamerasond
- Verifiera metoder i 2D-rigg
- Verifiera metoder i fullskala under kalla och varma försök
- Studera flyktavgång hos olika bränslen under varma försök i labbskala

3.1 Modellering av bubbeldynamik

Det dynamiska beteendet i fritt bubblande bäddar har klassificerats i tre grupper [14]; Single bubble regime (SBR), Exploding bubble regime (EBR) och Multiple bubble regime (MBR). Figur 2 visar de två förstnämnda. För driftförhållanden typiska för förbränningsanläggningar uppkommer oftast SBR vid låga gashastigheter och EBR vid höga gashastigheter. I EBR sträcker sig bubblorna ofta från bottenplattan och genom hela bädden till bäddytan vilket resulterar i att en stor andel av gasflödet tar sig igenom bädden utan att komma i kontakt med emulsionen (där det mesta av bränslet befinner sig). Detta avspeglas i form av stora fluktuationer i gasflöde, vilket syns på tryckvariationen. Den begränsade kontakt som uppstår mellan syret och bränslet styr förbränningen, och därför har denna typ av bubbeldynamik tagits som utgångspunkt i modelleringsarbetet.

Det har visats i storskaliga enheter att bubbelflödet bildar ett geometriskt stabilt mönster med så kallade bubbelstråk omgiven av emulsion [15]. Modelleringen av bubbeldynamiken är grundad på antagandet att bädden kan delas in i likvärdiga och representativa sektioner om ett bubbelstråk med omgivande emulsion. I och med detta kan modellen fokusera på att beskriva en sådan representativ sektion av bädden (se Figur 3). I bubbelstråket sker i huvudsak uppåtriktad transport av bäddmaterial medan nedåtriktad transport sker framförallt i emulsionsfasen kring bubbelstråket och genom kollaps av bubbelstråket. Bubblorna bildas intill bottenplattan och växer tills de når bäddytan där de briserar. En stigande bubbla knuffar framför sig en emulsionsmassa vilket kräver en kraft som antas komma från gasens övertryck i bubblan. Videoinspelningar från 2-dimensionella bäddar visar att under driftvillkor representativa för fluidiserade bäddpannor är bubblorna inte runda (d.v.s. sfäriska i en 3-dimensionell geometri) utan uppvisar en oregelbunden form likt vertikala jets. För enkelhetens skull har en rektangulär utformning av bubblorna antagits vara representativ. I enlighet med experimentella studier som visar en full dominans av genomflödande gas i bottenbädden antas inget gasutbyte mellan bubblan och intilliggande emulsionsfasen.



Figur 2. Tidsserier av tryckvariationer i bottenbädden och foto från a) Single bubble regime b) exploding bubble regime [16] [17]

Figure 2. Time series of the pressure in the bottom bed and photo from a) Single bubble regime b) exploding bubble regime [16] [17]

Tryckfallet som en gasström genom en porös struktur upplever bestäms av friktionen mellan gasen och det fasta materialet. I en fluidiserad bädd är den porösa strukturen aldrig statisk utan ändras kontinuerligt när bubblor och gas strömmar genom bädden. Partiklarnas packningstäthet (d.v.s. den lokala porositeten), packningsarrangemanget och partiklarnas ytegenskaper påverkar tillsammans friktionen mot gasströmmen. I denna modell har ansatsen förenklats genom att anta att tryckfallet genom respektive emulsionsfas, emulsionen intill bubbelstråket och emulsionen ovanför den stigande bubblan, kan beskrivas av Erguns ekvation för strömning genom poröst material.

$$\Delta P_{Bed} = L \left(\frac{150(1-\varepsilon)^2 \mu}{\varepsilon^3 d_p^2} u_i + \frac{1.75(1-\varepsilon)\rho}{\varepsilon^3 d_p} u_i^2 \right)$$
där
$$L = H_0 \quad \text{för emulsionsfasen} \\
L < H_0 \quad \text{för bubbelstråket} \\
P = \text{tryck} \\
\boldsymbol{\varepsilon} = \text{porositet} \\
\boldsymbol{u} = \text{gashastighet} \\
\boldsymbol{d}_p = \text{partikeldiameter} \\
\boldsymbol{\rho} = \text{densitet}$$
[1]

μ = viskositet

Varje sektion av bädden antas genomströmmas av så mycket gas att kravet på genomsnittlig fluidiseringshastighet uppfylls. Den lokala porositeten i emulsionen beskrivs som en funktion av den lokala gashastigheten, u (se Bilaga A):

$$\varepsilon = 0,2104u + 0,37325$$

[2]

Modellen skiljer sig från andra i litteraturen i det att den tar hänsyn till tryckfallet genom luftdysorna, vilket är en nyckelparameter i bestämmandet av bubbelflödet [14]. Tryckfallet genom luftdysorna (exempel visas i Figur 6c) kan uttryckas som en funktion av gashastigheten, u, enligt:

$$\Delta \mathbf{p}_{\mathsf{platta}} = \mathbf{k} \cdot \mathbf{u}^2 \tag{3}$$

Om partiklarna i emulsionen ovanför bubblan antas jämnt fördelade erhålls i beräkningen orealistiskt höga tryckfall över bädden vid höga gashastigheter. Av den anledningen antas partiklarna strukturera sig i en mesostruktur likt kluster, som därmed ger ökat porositet och därmed lägre tryckfall.

Gasen som strömmar genom bädden stiger antingen genom bubbelstråket eller genom intilliggande emulsion. Fördelningen av gasflödet mellan de två faserna beror på tryckfallsbalansen mellan dem. Effekten en bubblas närvaro i bädden har på gasflödet kan jämföras med en elektrisk krets, se Figur 3b där de båda faserna är parallell kopplade. I liknelsen utgör gashastigheten strömstyrkan, trycket spänningen och flödesmotståndet resistorer i kretsen. Analogt med hur en ström som flödar genom en parallellkopplad krets fördelar sig så att spänningen över resistorerna blir lika stor, kommer gasflödet genom de båda faserna fördela sig så att det totala tryckfallet genom båda faserna är lika stort.

Om tryckfallet över bottenplattan är mycket större än tryckfallet över bädden kan flödesmotståndet i bädden försummas och gasflödet kommer fördela sig jämnt mellan de två faserna, resulterande i en jämn fördelning av bubblor och gasflöde i bädden. Om tryckfallet över bädden är större än det över bottenplattan kommer närvaron av en bubbla kraftigt påverka gasfördelningen då gasen söker sig mot lågtryckskanalen som bildas där bubblan befinner sig. Den effekten är rapporterad i litteraturen och kallas "preferred bubbles paths" eller bubbelstråk [15].



Figur 3. a) Schematisk bild över bäddsegmenten i den teoretiska modellen b)Schematisk bild över resistansen i en fritt bubblande bädd

Figure 3. a) Schematic representation of the modeled bed segment b) representation of the flow resistances in a freely bubbling fluidized bed

3.2 Digital bildanalys för att karaktärisera bubbeldynamik och bränsletransport

Digital bildanalys (DIA) är en teknik som används för att studera och kvantifiera synliga fenomen och har i detta arbete använts för att studera bubbeldynamiken och bränslespridningen i fluidiserade bäddar. DIA baseras på att ett fenomen dokumenteras med hjälp av en videofilm som analyseras för att generera mer information om fenomenet. Den data som genereras via DIA beror dels på vilket fenomen som studeras men också beroende på hur de olika stegen i bildanalysen genomförs.

Generellt så är de inledande stegen i DIA lika oavsett vilket fenomen som studeras. Innan analysen kan inledas klipps videofilmen till separata bildrutor. I varje bildruta identifieras de olika delarna representerade i bilden utifrån bildpunktens ljusintensitet i förhållandet till ett valt tröskelvärde. Hur tröskelvärdet väljs har stor betydelse för den fortsatta analysen men valet av tröskel avgörs samtidigt av hur fenomenet som ska studeras har valts att representeras i experimentet.

3.2.1 Digital bildanalys (DIA) och tryckmätningar för karaktärisering av bubbelflöde

Studier av bubbeldynamik med digital bildanalys (DIA) baseras på att bubbelflödet ska vara visuellt observerbart och emulsionen ska kunna skiljas från bubbelfasen med tydlighet. För denna typ av studier används vanligtvis 2-dimensionella bäddar där bubblorna sträcker sig genom hela djupet på bädden vilket medför att de kan skiljas från emulsionen (bäddmaterialet) baserat på bildpunkternas ljusintensitet.

Tillsammans med tryckmätningar har DIA använts för att undersöka hur fördelningen av bubbelflödet i bottenbädden påverkas av förändringar i driftparametrarna bäddhöjd, fluidiseringshastighet och tryckfall över bottenplattan. Från tryckmätningarna erhålls bottenbäddens tryckprofiler, från vilka bäddporositet och bubbelfraktioner räknas ut [18]. DIA ger information om fördelningen och flödesmönstret av bubblorna. I förlängningen ger denna typ av studie en indikation på hur bränslets omblandning, spridningsmönster och gasflödets fördelning i bädden påverkas av olika driftinställningar.

Bildanalysen i detta arbete utgår från en 2min videoinspelning av det synliga bubbelflödet med en bildfrekvens på 25Hz (se Bilaga B för mer detaljer). Bilderna behandlas med hjälp av Matlabs bildprocessor. Det första steget i bildbehandlingen överför färgbilderna från videon till gråskala. För att inte behandla större mängder information än nödvändigt beskärs bilderna så att bildytan endast motsvarar den del av bädden som är av intresse. Varje beskuren bild består av ungefär 470x380 bildpunkter.

Bubblorna skiljs från emulsionen genom att utnyttja ljusintensiteten i respektive bildpunkt. En hög ljusintensitet motsvarar bäddmaterial medan en låg ljusintensitet motsvarar en bubbla, eller snarare den bakre väggen i utrustningen som är klädd med en svart film. I bildanalysen tillskrivs bildpunkter med en ljusintensitet över angivet tröskelvärde till emulsionsfasen medan bildpunkter med ljusintensitet under tröskelvärdet tillskrivs bubbelfasen. Genom att identifiera och sortera alla bildpunkterna i alla bilder från filmen erhållas en serie av binära bilder som sedan analyseras. För respektive bildpunkt gäller ett individuellt tröskelvärde som satts så att den genomsnittliga bäddporositeten erhållen från DIA motsvarar den erhållen från tryckprofilsanalysen.

Genom DIA kan t.ex. den genomsnittliga bubbelfördelningen åskådligöras med en bild i grå skala (se Figur 4 och bakgrundsfilm i Bilaga C). Mörka områden i denna bild indikerar låg förekomst av bubblor medan en ljusare nyans visar på högre förekomst av bubblor. Från denna information kan jämnheten i bubbelfördelningen bestämmas med den statistiska variansen i den lokala bubbeldensiteten (se Figur 4d). I FB pannor orsakar en dålig lateral bubbelfördelning bristfällig bränsletransport och försämrad kontakt mellan syre och bränsle. Därför har analysen av bubbelfördelningen endast tagit hänsyn till den laterala riktningen.



c) Binäriserad bild

- d) Genomsnittlig bubbelfördelning
- Figur 4. Steg för att digitalisera bubbelflöden i videofilmer 1) Dela in videofilm i separata bilder och överföra dem till gråskala 2) identifiera bubblorna med ett kalibrerat tröskelvärde 3) överföra bilderna från gråskala till binära (svartvita) bilder 4) analysera varje binär filmruta och därifrån beräkna egenskaperna hos bädden
- Figure 4. Steps taken in order to digitalize bubble flows in video films 1) Split video into separate frames and transfer to gray scale images 2) Identify the bubbles using a calibrated threshold value 3) Turn the gray scale image into binary images 4) Analyze each binary frame and calculate the properties of interest

3.2.2 Digital bildanalys (DIA) för partikelspårning

Spårningen av bränslepartiklar med DIA utgår från att partikeln som ska spåras signifikant skiljer sig från övrigt material i bädden, t.ex. genom färg. I detta arbete särskiljs spårpartikeln från övrigt material genom att bädden mörkläggs och partikeln som ska spåras kombineras med kapslar innehållande en självlysande färg. Partiklarnas rörelse dokumenteras med hjälp av videofilmning som utgör grunden för den efterföljande bildanalysen. I första steget i analysen beskärs bilden så att bildytan som analyseras endast utgörs av bäddytan. Detta steg baseras på bilder tagna på bädden då den är fullt belyst med en extern ljuskälla. Identifiering av spårpartiklarna utgår från ljusintensiteten i respektive bildpunkt. En bildpunkt med hög ljusintensitet motsvarar en spårpartikel (eller dess närmaste omgivning). En bildpunkt med låg eller medelhög ljusintensitet motsvarar resterande utrymme i bädden.

Det förekommer till viss mån störningar i videoinspelningen (bl.a. brus på grund av dåliga ljusförhållanden för kameran, partiklar från tidigare körningar som fortfarande har lyskraft och sand som fastnar på linsen). För att sortera bort dessa är valet av tröskelvärdet avgörande. Ett för lågt tröskelvärde tillåter att falska registreringar av partikeln förekommer i analysen (se Figur 5b). Ett för högt tröskelvärde gör att tillfällen då partikeln delvis är täckt av eller skyms av skvalpande bäddmaterial eller när ljusstyrkan från kapseln avtar inte registreras. Valet av tröskelvärdet optimeras manuellt genom att testa några olika och genomföra en utvärdering av hur väl tröskelvärdet följer partikeln via en videofilm, se Figur 5. Analysprocessen är härifrån olika beroende på om analysen är för ett fall med en enda bränslepartikel eller en batch.



Figur 5. Resultat av val av tröskelvärde i DIA för utvärdering av partikelspårning av en ensam partikel a) fall med godkänt val av tröskelvärde b) fall med dåligt val av tröskelvärde

Figure 5. Results from selection of threshold value in DIA for evaluation of particle tracking of a single particle a) case with approved threshold value b) case with a poor selection of threshold value

I fallen med en enda bränslepartikel motsvarar varje observation av partikeln en tidpunkt och ett koordinatpar (tyngdpunkten för det största upplysta området i bilden) som sammanställs över tiden. Från sammanställningen bestäms spårpartikelns koncentrationsoch hastighetsfält liksom den lokala spridningskoefficienten.

För en grupp bränslepartiklar kan flertalet spårpartiklar synas samtidigt och olika många spårpartiklar syns vid varje observation. I de här fallen kan inte analysmetoden spåra individuella partiklar mellan bilderna. Upplösningen på kameran och bildkvaliteten förhindrar dessutom i vissa fall urskiljning av individuella partiklar ur en grupp partiklarna om de befinner sig nära varandra. Av den anledningen registreras observationer av bränsle som antalet bildpunkter som lyser. Från datasammanställningen beräknas sedan koncentrationsprofilen och spridningskoefficienten.

3.3 Försök i 2D-rigg för att karaktärisera bubbeldynamik

Försök för att karaktärisera bubbeldynamiken i bottenbädden och undersöka hur fördelningen av bubbelflödet i bottenbädden påverkas av förändringar i driftparametrarna bäddhöjd, fluidiseringshastighet och tryckfall över bottenplattan har utförts i en 2 dimensionell rigg. Tillsammans med tryckmätningar har digital bildanalys (DIA) utgjort basen i detta arbete. Den 2-dimensionella rigg som har använts visas i Figur 6 och är 1,2 m bred, 2,05 m hög och endast 0,02 m djup och har en transparent främre vägg som tillåter visuell observation av bubbelflödet i bädden. Trycken mäts i de punkter som markerats röda i Figur 6a. Bädden belyses med 4st halogenlampor (300 W) och förses med luft vars flöde regleras manuellt med en kulventil på tillflödesröret. För lufttillförsel har två olika hålplattor (i.d. 2 mm) med en hålarea på 2 % respektive 9 % använts. Dessa ger tryckkonstanterna, k, 50 respektive 1 046 (Pa*s²)/m² ($\Delta p_{platta} = k \cdot u^2$). De båda plattornas karaktäristiska tryckfallskurvor visas i Figur 6c.



Figur 6. a) 2D-rigg med tryckuttag markerade (röda prickar) och b) foto av riggen samt c) karaktäristiska tryckfallkurvor för bottenplattorna använda i experimentet

Figure 6. a) 2D-rig with pressure taps marked with red dot and b) a photo of the rig and c) characteristic pressure drop curves for the distributor plates utilized in the experiment

Bäddmaterialet som användes var glaspartiklar med en densitet och medelstorlek som är typiska för bäddmaterial i förbränningsanläggningar. Partiklarna har en densitet på 2500 kg/m³ och en medelstorlek runt 330 μ m (Geldart B) med en relativt smal storleksfördelning. Minsta fluidiseringshastigheten beräknas till 0.12 m/s och terminalhastigheten till 1.76 m/s vid rumstemperatur.

I Tabell 1 visas matrisen över de faktorer som varierades under försöken i 2D-riggen. För de högre hastigheterna har det varit svårt att genomföra försök med partikellåset blockerat då massförlusten via cyklonen medför förändrad materialmängd i bädden, dessa fall har då körts med partikellåset öppet och aktivt som i en cirkulerande bädd.

Tabell 1. Parametervariation i försöken i 2D-riggen

Bäddhöjd	Gashastighet	Tryckfall bottenplatta	Partikellås
0,2	0,3	Låg (50 Pa,s2/m2)	Öppen
0,3	0,5	Hög (1046 Pa,s2/m2)	Stängd
0,4	0,75		
0,5	1,0		
0,6	1,5		
	2,0		
	2,5		
	3,0		

Table 1. Parameters variation during the tests in the 2D-rig

3.4 Kallförsök i Chalmers förgasningsreaktor för att karaktärisera bränsletransport

För att studera bränsleomblandningen i en fluidiserad bädd har en serie experiment genomförts i Chalmers förgasningsreaktor. Förgasaren har en bubblande fluidiserad bädd där munstycken är monterade på gasstammar i botten av bädden. Spårningen av bränslepartiklarna utnyttjar DIA och bygger på att förgasaren mörkläggs vartefter bränslepartiklar tillförs förgasaren och videoupptagning en dokumenterar bränslespridningen under önskad tid. För att bränslepartiklarna ska vara synliga har plastkapslar innehållande en självlysande färg fästs vid bränslepartiklarnas yta innan de tillförs förgasaren. När partiklarna når till ytan syns ljuset och positionen dokumenteras med hjälp av videofilmen. För ändamålet har en skyddskapslad och kyld CCTV kamera (övervakningskamera) med vidvinkellins monterats i taket i förgasaren och filmen sparas på en dator med en bildfrekvens på 25Hz.





Figur 7. a) Skiss av reaktorutrymmet i Chalmers förgasningsreaktor b) Chalmers förgasningsreaktor från utsidan

Figure 7. a) Layout of reactor area under investigation (fuel feeding point marked with arrow) b) Chalmers gasifier from the outside

Experimentet genomförs i kallt tillstånd med luft som fluidiserande medium och med en konstant bäddhöjd på ca 0,4 m. Bränslepartiklarna matas genom en av testportarna som finns tillgängliga i bränsleinmatningsschaktet (se Figur 7).

I varje testfall tillfördes för tre olika bränslen antingen en enda bränslepartikel eller en batch (bestående av mellan 14 och 20 bränslepartiklar). Försöksmatrisen visas i Tabell 2 och exempel på bilder från försöken med enstaka partiklar och en batch av partiklar visas i Figur 8. Bäddmaterialet har i samtliga fall varit sand med en densitet på 2600 kg/m³. I de senare fallen har medelstorleken varit på 150 µm, med en minsta fluidiseringshastighet på 0.02 m/s och terminalhastighet på 1.08 m/s vid rumstemperatur. Anledningen till vald partikelstorlek är att det i de inledande försöken uppmärksammades svårigheter med att, under kalla förhållanden, fluidisera de partiklar som normalt används (330 µm) i förgasningsreaktorn trots maximal fläkteffekt. Detta påverkade spridningen av bränslepartiklarna negativt men har inkluderats som referens. Genom den mindre partikelstorlek uppnåddes jämn fluidisering. Filmer över fluidiseringen i de olika fallen visas i Bilaga D.

Tabell 2. Försöksmatris för kallförsöken

	Träflis	Barkpellets	Plaststavar
K1	·	· -	
Partikelstorlek: 330 µm			
Fluidiseringshastighet: 0,20m/ s			
Enstaka partiklar			Х
Batch	Х	Х	Х
K2			
Partikelstorlek: 150 μm			
Fluidiseringsflöde: 350 kg/h (0,057m/s)			
Enstaka partiklar	Х		Х
Batch	Х	Х	
К3			
Partikelstorlek: 150 µm			
Fluidiseringsflöde: 525 kg/h (0,088m/s)			
Enstaka partiklar	X		X
Batch	X	X	X

Table 2. Matrix for the experiment in cold conditions

Tabell 3. Bränslepartiklarnas egenskaper (genomsnitt)

Table 3. Characteristics of the fuel particle (on average)

Bränsle	Form	Dimensioner [mm]	Volym [m ³]	Densitet [kg/m ³]
Flis	Rätblock	32,5 x 32,5 x 4,4	4,5 e-6	460
Pellets	Cylinder	21 x 8,0	1,1 e-6	1303
Plaststav	Cylinder	40 x 4,5	6,4 e-7	970

Den inspelade videon analyseras med DIA där bränslets hastighetsfält och koncentrationsprofil bestäms. För beräkningen av dispersionskoefficienter, som är ett mått

på bränslet förmåga att sprida sig över bädden, i försök med ensamma partiklar och med batch används ekvationerna 4 resp. 5.

$$D_{\chi} = \frac{dX^2}{2 dt} \qquad [4] \qquad \qquad D_L = \frac{\sum \left(\frac{\Delta L^2}{2 \Delta t}\right)}{N} \qquad [5]$$

Under antagande att en spårpartikel rör sig helt slumpmässigt i diskreta steg eller hopp längs reaktorns längdriktning med lika stor sannolikhet att ta ett steg i positiv som i negativ riktning kan dess dispersionskoefficient representeras av en fullständigt stokastisk process. De diskreta stegen är ett resultat av kollisionerna med övriga partiklar i bädden, i huvudsak bäddmaterial, och sker med en konstant frekvens. Genom att mäta tiden, dt, det tar för en partikel att transporteras en specificerad sträcka, dX, kan dispersionskoefficienten i intervallet, (x, x+dX) bestämmas enligt ekvation 4. För att antagandet om att representera partikeln rörelse i den fluidiserade bädden som en stokastisk process ska hålla måste sträckan som partikel ska transporteras vara betydligt längre än sträckan som partikeln tar i ett steg. Eftersom en spårpartikel som rör sig i en fluidiserad bädd inte alltid tar steg av konstant längd eller stegar med konstant frekvens måste ett flertal mätningar över samma intervall göras för att ett statistiskt stabilt värde för dispersionskoefficienten ska erhållas.



b)

- Figur 8. Sekventiella bilder av a) en ensam spårpartikel från omgång II (flis, ånga = 350 kg/h) b) en batch spårpartiklar från omgång II (flis, ånga = 350 kg/h). Bilder från: t = 0 s, 20 s, 193 s
- Figure 8. Sequential pictures of a) single fuel particle (wood chip) b) a batch of wood chips. Picture from: t = 0 s, 20 s, 193 s

För en grupp med partiklar kan inte individuella partiklars rörelser spåras utan sträckan som studeras är partiklarnas utbredning från deras initiala position. Eftersom en grupp med partiklar kan ockupera flera positioner samtidigt tas ett medelvärde för samtliga positioner ockuperade av partiklar i varje tidssteg. Eftersom spårpartiklar i en fluidiserad bädd inte alltid syns kommer den beräknade dispersionskoefficient variera i varje tidssteg för att slutligen närma sig noll då partiklarna uppnått fullständig utbredning i reaktorn. Att alla partiklars position inte alltid är känd medför att gruppen som tillförs reaktorn måste utgöras av ett ganska stort antal partiklar för att spridningen ska kunna följas.

3.5 Varma försök i Chalmers förgasningsreaktor för att karaktärisera bränsletransport

För att undersöka fluidiseringen och bränslespridningen i en fluidiserad bädd under varma förhållanden har en kamerasond utvecklats. Förloppen studeras i en förgasare, vilket innebär att det inte förekommer några flammor från förbränningen av flyktämnena och erhållna bilder kan därför ge information om bädden och förloppen inne i utrustningen med bättre klarhet än under förbränningsmiljö.

3.5.1 Kamerasond

Kamerasonden innehåller en övervakningskamera med vidvinkellins som skyddas från den varma och kemiska miljön inne i förgasaren med en vattenkyld mantel. I frontänden av sonden sitter ett glas monterat som tillåter visuell inblick i förgasningsutrymmet. Glaset skyddas från gasmiljön i förgasaren, bl.a. tjäror, med ett dynamiskt skydd i form av ett konstant flöde av kväve som leds framför glaset. Förutom utloppet för kvävet är sonden helt sluten i frontänden och alla sladdar och slangar till kamera och kylning leds genom en gastät platta i bakre änden på sonden (se Figur 9). Under normala driftförhållanden (mellan 800°C och 850°C) visar det sig att värmestrålningen från bädden är tillräcklig för att en synlig bild ska uppfattas av kameran, då bädden avger ett rödaktigt sken (se Figur 10).



Figur 9. Skiss över kamerasondens båda ändar med initial design för skyddsglasets dynamiska skydd längst till vänster.

Figure 9. Drawing of the camera probe



- Figur 10. a) Kamerasond b) Port för kamerasond c) Bild från kamerasonden efter några minuters drift
- Figure 10. a) Camera probe b) Port for camera probe c) Photo from camera probe after a few minutes operation



Figur 11. Foto på kamerasond efter initiala försök i Chalmers förgasningsreaktor

Figure 11. Photos of the camera probe after initial exposure in Chalmers gasification reactor

Bilden från kameran försämras under drift p.g.a. påslag på skyddsglaset i sondens spets (se Figur 10c) trots det dynamiska skyddet. Påslagen på glaset gör att efter en driftdag är det svårt att överhuvudtaget se bädden. Trots detta bedöms det dynamiska skyddet nödvändig och relativt effektiv, då påslagen blir mycket kraftigare utan det.

Den ursprungliga designen av det dynamiska skyddet uppdaterades med avsikten att förbättra renhållningen av glasytan genom att inte blåsa kvävet i kanaler utan jämnt fördelat i en ring runt skyddsglaset. Även frontglaset byttes till en klarare glaskvalitet. Trots de nya förändringarna hålls inte glaset rent på grund av den för höga kyleffekten från vattenmanteln, vilket leder till ångkondensering på glaset när förgasaren fluidiseras med ånga.

3.5.2 Experiment under varma förhållanden i förgasaren

Kamerasonden har använts när förgasaren fluidiserats med rökgas, ånga och gradvis övergång från rökgas till ånga (Tabell 4). Videofilmning med och utan bränsletillförsel har också utförts. Olika bränsletyper (flis och träpellets) har använts under videoinspelningarna.

Eftersom bilden baseras på värmestrålningen från bädden kan olika partiklar skiljas från varandra baserat på temperaturskillnader. Färska bränslepartiklar som tillförs bädden syns som mörkare områden (p.g.a. lägre temp) än omgivande bädd. Bränslespridningen kan följas i realtid fram till dess bränslepartiklarna uppnår samma temperatur som omgivande bädd eller till dess de lämnar förgasaren (vilket tar ungefär 1-3 minuter, beroende på bränsletyp och fukthalt).

På grund av problemen med påslag på skyddsglaset som uppstår vid fluidisering med ånga inkluderar den experimentella matrisen experiment då förgasaren fluidiserats med rökgas. Rökgasen innehåller till viss del (3-4%) syre vilket medför att kokspartiklarna som undergår förbränning syns som glödande punkter i bilderna. Bränslet som matas in färskt (blötlagt för att förlänga dess spårningstid) registreras fortfarande som mörka områden i bilderna.



- Figur 12. a) Foto från kamerasonden med förgasningsreaktorn fluidiserad med a) ånga (200 kg/h) b) rökgas (240 kg/h). Fyllda röda pilar indikerar bränslepartiklar (flis), öppna röda pilar indikerar påslag på skyddsglaset
- Figure 12. a) Photo from the camera probe from the gasification reactor when fluidized with steam b) flue gas. Filled red arrows indicate fuel particles (wood chips) and open red arrows indicate deposits on the front glass

Tabell 4. Försöksmatris för varma försök i förgasaren

Table 4. Matrix for the experiment at hot conditions

	Träflis	Träpellets
Partikelstorlek: 330 µm		
Fluidiseringsmedie: ånga		
Fluidiseringsflöde: 200kg/h		
Batch	Х	Х
Partikelstorlek: 330 µm		
Fluidiseringsmedie: rökgas		
Fluidiseringsflöde: 300 kg/h		
Batch	Х	
	·	·
Partikelstorlek: 150 µm		
Fluidiseringsmedie: rökgas		
Fluidiseringsflöde: 240 kg/h		
Batch	X	

3.6 Flyktavgångsförsök

Flyktavgångsförsök har utfört för att studera hur blandat avfall uppför sig i jämförelse med andra bränslen vid olika miljöer och temperaturer. Flyktavgången är en funktion av bränslets sammansättning och den upphettningshastighet som bränslet utsätts för i en konverteringsprocess, samt bränslepartikelns värmeledningsförmåga. Därmed är också flyktavgången beroende av värmeöverföringen i eldstaden samt partikelstorlek. För att undvika en gigantisk mätmatris, valdes att relatera hur blandat avfall med en given storlek presterade i relation till andra biobränslen. Försöken utfördes i en FB-labbreaktor med varierande värmeöverföring och med pellets gjorda av blandat avfall. Därtill gjordes försök med några biobränslen salix och halm som referens. Avfallspelletsen gjordes utav de prover som har utförts inom det pågående VOKAB-projektet (se <u>www.hb.se</u>).

Labbreaktorn som försöken utfördes i (se Figur 13) består av ett kvartsglasrör med en innerdiameter av 60 mm och en längd av 1.2 m som är innesluten i en ugn, vilket medför att omgivningstemperaturen kan kontrolleras mycket noggrant. Mitt i röret finns en porös platta som en fluidiserad bädd vilar på. Bädden har för experimenten i detta arbete fluidiserats med luft respektive kvävgas och fyra olika bränslen har testats vid olika temperaturer och miljöer (se Tabell 5).

Bränslena förbränns i egenskap av enstaka partiklar och halter av olika ämnen mäts med hjälp av en ICP-MS som är kopplat till rökgasrena utlopp från reaktorn. Metodiken ger en kvalitativ bild över flyktavgången och är utförligt beskriven i [19].

Tabell 5. Försöksmatris för flyktavgångsförsök

	Halm	Salix	Avfall (BEM)	Avfall (Renova)
Temperatur/miljö				
850 °C/0,0% O2	Х	Х	X	Х
750 °C/0,0% O2	Х	Х	Х	Х
750 °C/0,0% O2			Х	
650 °C/0,0% O2	Х	Х	Х	X
550 °C/0,0% O2	Х	Х		
850 °C/2,5% O2	Х			
750 °C/2,5% O2	Х			
650 °C/2,5% O2	Х			
550 °C/2,5% O2	Х			
850 °C/5,0% O2		Х	Х	X
750 °C/5,0% O2		Х	Х	X
750 °C/5,0% O2			X	
650 °C/5,0% O2		X	X	X
550 °C/5,0% O2		Х	X	Х

Table 5. Matrix for the volatilization experiments

Tabell 6. Bränsleanalyser, fukthalt angiven innan torkning.

Table 6. Fuel analysis, moisture content given prior to drying

Bränsle	BEM	REN	Salix	Halm	
Fukt	29,5	34,3	29,2	12,7	Vikt-% (inkommet)
Aska	16,2	28,2	1,4	4,4	Vikt-% (torrt)
S	0,26	0,63	0,02	0,07	"
Cl	0,53	0,49	0,01	0,13	"
С	45,2	40,6	49,5	46,9	"
Н	5,8	5,2	6,0	5,9	"
Ν	1,0	1,1	0,19	0,4	"
0	31	23,8	42,9	42,2	"
Heff	18,0	14,6	18,4	17,1	MJ/kg torrt bränsle
Metaller					
Al	8473	8600	35	238	mg/kg torrt bränsle
Si	29160	314500	155	11704	"
Fe	4099	7200	32	167	"
Ca	23976	28300	3528	3115	"
Na	5670	3100	71	62	"
К	3110	2500	1610	4884	"
Р	891	880	627	405	"
Pb	75	220	0	n/a	"
Cr	79	96	0	n/a	"
Zn	454	1000	52	n/a	"



Figur 13. Försöksuppställning för flyktavgångsförsöken i SPs labbreaktor

Figure 13. Experimental set-up for the release of volatilize test in the labreactor at SP

4 Resultat och diskussion

4.1 Modellering av bubbeldynamik

Modellen som presenteras mer ingående i Bilaga A är i sig ett resultat av detta arbete. Modellen är unik i det avseende att den även tar hänsyn till tryckfallet över dysorna. Med modellen kan inflytandet på bubbeldynamiken av tre nyckelparametrar undersökas. De egenskaper modellen uppskattar är bubbelfrontens position, den lokala gashastigheten i respektive fas, tryckvariationen i vindboxen och förhållandet mellan emulsion och bubbelstråk i det aktuella segmentet. Modellen ger inga kvantitativa uppskattningar av dessa egenskaper utan mer en indikation på det relativa inflytandet olika parametrar har under dessa förutsättningar.

Specifika resultat från de simuleringarna som gjordes i projektets inledande fas visade bland annat på att höga kvoter mellan tryckfall över bottenbädd och dysbotten ger kraftiga fluktuationer i bottenbädden samt att det motsatta erhålls vid låga kvoter. Detta är helt i linje med de fenomen som kan observeras från experiment med motsvarande förhållanden som de simulerade (Figur 2 och Bilaga A). Däremot visade sig modellen inte lämplig för att simulera driftsfall där tryckfallet över dysbotten kraftigt dominerar över tryckfallet i bottenbädden. Exempel på resultat från beräkningar över omgivande gashastighet och tryck kring en bubbelcykel för olika tryckfall över bädden och dysbotten visas i **Fel! Hittar inte referenskälla.**.

Modelleringsarbetet gav även insikt i det enorma tidsåtgången som krävdes för att nå längre i modellerandet av bubbeldynamiken. I ett relativt tidigt skede i projektet gjordes därför en bedömning av att inte fortsätta på modellering som huvudspår för att förstå och karaktärisera de fenomen som sker i en fluidbädd. Istället valdes en ansats som i större utsträckning var experimentellt inriktad.



Figur 14. a) Modellerad gashastighet i emulsionsfasen b) modellerade trycknivåer i vindboxen

Figure 14. a) Modeled superficial gas velocity through the emulsion phase b) Modeled pressure levels in the windbox

4.2 Digital bildanalys för att karaktärisera bubbeldynamik och bränsletransport

Under arbetets gång har såväl kunskap och erfarenheter som konkret utveckling av en tillgänglig digital bildanalysteknik utvecklats och testats. Den rutin och erfarenhet som erhållits under detta projekt ger ett fortsatt värde för liknande framtida undersökningar och fortsatt utvecklingsarbete inom programmeringsteknik och bildhantering fortsätter att förbättra analysmetoden och utöka möjligheterna att tillämpa digital bildteknik.

4.2.1 Försök i 2D-rigg för karaktärisering av bubbelflöde



Figur 15. Jämförelse mellan a) lateral bubbelfördelningsprofil (vit kurva) och genomsnittlig bubbeldensitet (gråskala) med b) en spårpartikels hastighetsfält (vektorfält) och koncentrationsfält (gråskala) [9]

Figure 15. Comparison of a) the lateral bubble distribution profile (white curve) and average bubbled density (gray scale) b) a tracer particles velocity field (vector field) and concentration profile (gray scale) [9]

Figur 15a visar ett exempel på resultat från digital bildanalys. Bilden visar ett medelvärde över hur bubblorna har passerat bottenbädden under ett försök. Ljusa fält i figuren indikerar områden med hög bubbelfrekvens, mörka områden tyder på låg bubbelfrekvens. Det är främst i områdena x = 0,2 m respektive x = 1,0 m som bubbelfrekvensen är hög, dvs. ca 20 cm från riggens väggar. I zonerna närmast väggen är bubbelfrekvens som lägst. Närvaro av bubblor kan direkt översättas med tillgång på syre i de olika zonerna och bilden visar därmed även på en ganska kraftig snedfördelning i syretillgång över tvärsnittet, trots en till synes väl fluidiserad bädd (se även film i Bilaga C).

I Figur 15b visas resultat från ett tidigare försök, utfört i samma 2D-rigg under motsvarande fluidiseringsförhållanden, med en ensam spårpartikel med simulerade egenskaper likt en bränslepartikel [9]. I dessa försök har bränslepartikeln spårats och analyserats med digital bildanalys. Figuren visar bränslepartikelns hastighetsvektorer som i huvudsak är kraftiga och uppåtgående i zonerna x = 0,2 m och x = 1,0 m samt låga och nedåtriktade i områdena närmast väggen. Det vill säga, områden med tydlig uppåtriktad transport av spårpartikeln sammanfaller med zoner med hög bubbeldensitet medan zoner med lägre bubbeldensitet motsvarar regioner med en spårpartikeltransport nedåt i bädden.



Figur 16. a) Exempel på hur bubbelfördelning varierar över tvärsnittet som funktion av tryckfall och fluidiseringshastighet b) bubbelfördelningens varians som funktion av fluidiseringshastighet

Figure 16. a) Examples of how the bubble distribution depends on the governing parameter pressure drop and fluidization velocity b) variance in the bubble distribution as a function of fluidisation velocity

Figure 15 visar således att den artificiella bränslepartikeln tenderar att röra sig långsammare genom områden med låg bubbelfrekvens, dvs. i områden med lägre tillgång på syre. Detta fenomen skulle i en verklig förbränningsanläggning, med motsvarande fluidisering och bränsle, motverka möjligheten att reducera luftöverskottet då bränsletillgång och syretillgång blir omvänt proportionella. I sammanhanget bör det påpekas att segregeringen av luft och bränsle skulle avhjälpas om bubbelflödet jämnades ut över tvärsnittet, vilket understryker vikten av att vara medveten om bäddynamiken.

Figur 16a visar några exempel på hur bubbelflödet kan variera över ett tvärsnitt beroende på driftförhållandena. Figuren visar ett referensfall, ett fall med en ökad bäddhöjd (H_D) , ett med ökad fluidiseringshastighet (U) och ett med ökad tryckfallskonstant (k). Resultaten visar att en ökad bäddhöjd inte jämnar ut det snedfördelade bubbelflödet i referensfallet, utan förvärrar det. Bubbelflödet tycks däremot jämnas ut av ökad fluidiseringshastighet och ökat tryckfall. Figur 16b visar att en ökad fluidiseringshastighet jämnar ut bubbelfördelningen i samtliga fall, eftersom jämnheten i bubbelflödets fördelning kan beskrivas med dess statistiska varians. En ojämn fördelning motsvarar en hög varians medan en jämn fördelning motsvarar en låg varians.

Ett ökat tryckfall över bottenplattan och ökande fluidiseringshastigheter är starkt förknippade med ökade driftskostnader medan en sänkt bäddhöjd är förknippad med sänkt tryckfall och därmed sänkt driftskostnad. Trots att detta uppenbara samband frestar med att sänkt bäddhöjd både ökar jämnheten i bubbelfördelningen och samtidigt sänker driftskostnaden finns det indikationer på, bland annat i [9], att sänkta bäddhöjder har negativ inverkan på den laterala bränsletransporten. Ett behov av balans mellan de båda fenomenen och optimering av driftläget är dock uppenbart.

Jämnheten i bubbelflödets fördelning uppvisar ett starkt beroende av framförallt gashastigheten (Figur 16b) men även bäddhöjden och tryckfallet över bottenplattan har betydelse som diskuterat ovan. För att utvärdera hur jämn bubbelfördelningen för en

önskad driftpunkt (design) kan förväntas bli har en semi-empirisk korrelation tagits fram, baserad på mätvärden från experimenten, som uttrycker bubbelfördelningens statistiska varians som funktion av fluidiseringshastigheten enligt:

$$\sigma^2 = \frac{a}{u^b} + c \tag{6}$$

Där:

а

b

u = Fluidiseringshastigheten a = empirisk parameter (funktion av H och k) b = empirisk parameter (funktion av H och k) c = empirisk parameter (funktion av H och k)

[9]

Vilket ger att:

 $c = \gamma_1 H + \gamma_2$

$$= \alpha_{1}H + \alpha_{2} \quad [7] \qquad \qquad \begin{aligned} \alpha_{1} &= \frac{\alpha_{11}}{k} + \alpha_{12} & [7a] & \alpha_{11} &= 0,0019 \\ \alpha_{12} &= 0,0113 \\ \alpha_{2} &= \frac{\alpha_{21}}{k} + \alpha_{22} & [7b] & \alpha_{21} &= 0,0005 \\ \alpha_{22} &= 0,0005 \\ \alpha_{22} &= 0,0058 \\ \beta_{1} &= \beta_{11}k + \beta_{12} & [8a] & \beta_{11} &= 3,29 \\ \beta_{12} &= 7,8e-8 \\ \beta_{2} &= \frac{\beta_{21}}{k} + \beta_{22} & [8b] & \beta_{21} &= 2,49 \\ \beta_{22} &= 0,0058 \\ \beta_{23} &= 0,0058 \\ \beta_{33} &= 0,0058 \\ \beta_$$

$$\beta_2 = \frac{1}{k} + \beta_{22}$$
 [80] $\beta 22 = 2,58$
 $\gamma 11 = 2.12e5$

$$\gamma_1 = \gamma_{11}k + \gamma_{12}$$
[9a]
 $\gamma_{12} = 9,25$
 $\gamma_{21} = 2,49,3$

$$\gamma_2 = \gamma_{21}k + \gamma_{22}$$
 [9b] $\gamma_2 = 2,4e-3$
 $\gamma_2 = 8,98e-11$



- Figur 17. Jämförelse mellan modellens estimering, Ekvation [6] (streckad kurva), och experimentellt värde (punkter) för a) lågt tryckfall över bottenplattan. b) högre tryckfall över bottenplattan.
- Figure 17. Comparison between estimated values using Equation [6] (dotted line) and empiric data for a) low pressure drop over distributor plate b) high pressure drop over distributor plate

4.3 Digital bildanalys (DIA) för partikelspårning

4.3.1 Kallförsök i Chalmers förgasningsreaktor

4.3.1.1 Försök med enstaka partiklar



- Figur 18. Positioner i bädden där en bränslepartikel har varit synlig ovanför bäddytan a) ett fall med en undermåligt fluidiserad bädd (omgång K1) b) ett fall med en relativt jämnt fluidiserad bädd (omgång K3). Pilar indikerar var bränsle matas in
- Figure 18. Position in the bottom bed where an inserted fuel particle has been visible a) a case with poorly fluidized bed b) a case with a fairly well-fluidised bed. Arrows indicate position for fuel feeding

I Figur 18 visas resultat från försök från Chalmersförgasaren där enstaka bränslepartiklar har tillförts bädden (punkt för tillförsel markerad med pil). Reaktorn har filmats ovanifrån och med hjälp av digital bildanalys (DIA) har partikelns position spårats.

I fallet med en undermålig fluidisering (Figur 18a) så har bränslepartikel observerats betydligt färre gånger, vilket även framgår av Figur 19, och framförallt tycks partikeln ha fastnat i hörnet X = 0, Y = 0 vilket saknar någon annan fysikalisk förklaring än att området är dåligt fluidiserat eller t.o.m. ofluidiserat. I fallet med en förhållandevis jämnt fluidiserad bädd (Figur 18b) så fördelar sig bränslet emellertid mer som förväntat. Den position som motsvarar högst koncentration i Figur 18b är troligen i närheten av ett blockerat partikellås som inte fluidiseras, vilket innebär att när partikeln hamnar på kanten av materialpelaren i partikellåset möter den ett motstånd när den ska förflytta sig från denna position i form av skvalpande material från bädden och gasströmmen från dysorna närmast partikellåset. Detta kan omöjligt inträffa vid normal drift i förgasaren och detta fenomens inverkan på analysen måste tas i beaktande.

En konturplott över fördelningen av observationerna (antal observationer i punkten i förhållande till totala antalet observationer [%]) är ett annat sätt att återge



Figur 19. Exempel på bränslefördelningen över bäddytan under ett fall med a) en undermåligt fluidiserad bädd och plaststav (omgång K1) b) en relativt jämnt fluidiserad bädd och flispartikel (omgång K3)

Figure 19. Example of fuel distribution of a single fuel particle for a) a case of a poorly fluidized bed b) a case of a fairly well-fluidized bed

bränslefördelningen. Figur 19 visar en sådan konturplott där närvaro av en partikel registreras när en bildpunkt är upplyst, dvs. flera närliggande positioner kan belysas beroende på hur väl bränslepartikeln syns och dess lyskraft. I fallet med en undermålig fluidisering (Figur 19a) så märks en tydlig snedfördelning av observationer mot reaktorns främre vänstra hörn medan fallet med en förhållandevis jämnt fluidiserad bädd (Figur 19b) har en jämnare men ändå något snedfördelad tendens för observationer mot reaktorns bakre högra hörn som tidigare diskuterat.

Spårpartikelns rörelsebana under experimentet kan åskådliggöras genom att knyta samman positionen för partikelns tyngdpunkt i de sekventiella observationerna (0). Att betrakta partikelns rörelsebana utöver koncentrationsprofilen ger en tydlig bild över hur partikeln transporterats över bädden. I ett fall med undermålig fluidisering (0a) syns tydliga områden dit partikeln inte når och att det tydligt uppträder barriärer mot jämn bränslefördelning över tvärsnittet. I fallet med relativt jämnt fluidiserad bädd (0b)



- Figur 20. Spårpartikelns rörelsebana för ett fall med a) en undermåligt fluidiserad bädd och plaststav (omgång K1) b) en relativt jämnt fluidiserad bädd och flispartikel (omgång K3)
- Figure 20. Tracer particle trajectory in the bottom bed a) a case with poorly fluidized bed b) a case with a fairly well-fluidised bed



Figur 21. Antalet observationer (normaliserade) över tiden för en ensam a) plastpartikel (omgång K1) och b) flispartikel (omgång K2)

Figure 21. Number of observations (normalized) over time for a single a) plastic rod b) wood chip

tycks det som att bränslepartiklar tenderar att fastna mellan dysorna. Trots att koncentrationen är jämnare i detta fall är det också tydligt att partikelns rörelsebana kraftigt styrs av fluidiseringsregimen i bädden. En kraftigt fluidiserad bäddyta ger nödvändigtvis inte en jämnare bränslefördelning (se även [9] där den högsta koncentrationen av bränslet uppskattas mellan bubbelgångarna som i detta fall motsvaras av dysornas positioner).

Det bör påpekas att i försöken som utfördes under kalla förhållanden så var partiklarna ovanför bäddytan och synliga i ca 5 % av den totala experimenttiden. Ett exempel på hur observationerna fördelar sig över tiden visas i Figur 21 som normaliserade kurvor över antalet observationer av en flispartikel. Majoriteten av observationerna sker under de första 15-30 minuterarna. Orsaken till denna avklingande effekt är ännu okänd men bottnar med största sannolikhet i att lyskraften i den flourescerande vätskan avtar, trots att den i rumsmiljö klarar betydligt längre tidsperiod utan att lyskraften försämras. Oavsett förklaring ger Figur 21 en bra indikation över hur länge en partikelspårning bör pågå alternativt hur stor del av en filmsekvens som bör analyseras.

För fall med spårning av en ensam partikel kan den lokala dispersionskoefficienten beräknas (se Figur 22) enligt ekvation [4]. Från det totala antalet observationer dokumenterade under experimentet väljs slumpvis n stycken unika startobservationer, d.v.s. en tidpunkt då partikelns position är känd, och från dessa positioner beräknas tiden, dt, det tar för spårpartikeln att transporteras sträckan, dX, och dispersionskoefficienten beräknas därvid i punkten som ligger på halva sträckan dX från startpositionen. Det innebär att den lokala dispersionskoefficienten inte kan beräknas närmare väggarna än halva sträckan dX.

Valet av antalet startobservationer, n, och sträckan, dX, är av stor betydelse för den statistiska validiteten för beräknad koefficient. Eftersom observationerna som utgör grunden för beräkningen av dispersion koefficienten är av en ensam partikel som rör sig inom ett stort område är antalet observation inom respektive intervall begränsat, vilket också syns tydligt i koncentrationsprofilerna. För att ett statistiskt tillförligt värde för dispersionskoefficienten ska kunna bestämmas måste spårpartikeln passera intervallet av intresse ett flertal gånger. Utöver att antalet gånger partikeln måste passera respektive intervall så önskas den lokala dispersionskoefficienten även beräknas i ett flertal intervaller för att ett tillförlitligt resultat för den lokala variationen av dispersionskoefficienten ska kunna erhållas. Därför måste antalet startobservationer (n) som väljs för denna beräkning hållas högt. Detta är speciellt viktigt för att motverka att tillfälliga och gynnsamma (eller missgynnsamma) förhållanden för en specifik observation kraftigt påverkar analysresultatet. Ett högt antal startobservationer medför att observationerna som inkluderas i beräkningen av den lokala dispersionskoefficienten inte kan väljas helt slumpmässigt (p.g.a. begränsat antal observationer under experimentet) vilket negativt påverkar den statistiska tillförlitligheten i resultatet.

Valet av sträckan, dX, ska spegla det konvektiva fenomen som driver bränsletransporten i bädden. Är sträckan för lång, t.ex. om den motsvarar avståndet mellan två eller fler dysor, kommer partikelns rörelser inte speglas korrekt i beräkningen. Väljs sträckan för kort kommer tiden, dt, för partikeltransporten inte heller korrekt spegla den takt med vilken partikeln rör sig genom reaktorn då partikelns observerbarhet är som bäst när den genomför en ballistisk rörelse ovanför bäddytan inducerad av en bubbeleruption. Figur 22 visar en känslighetsanalys för hur den beräknade lokala dispersionskoefficienten för en ensam flispartikel beror på vilket avstånd, dX, dispersionen räknas ut ifrån (L motsvarar här reaktorns längd i x-riktningen) och antalet startobservationer som beräkningen baseras på.

Den globala dispersionskoefficienten beräknas som ett medelvärde av den lokala dispersionskoefficienten. Figur 23 visar en känslighetsanalys för hur den globala dispersionskoefficienten för en ensam flispartikel påverkas av avståndet, *dX* resp. *dY*, och antalet startobservationer, *n*, som tillämpas i beräkningen av den lokala dispersionskoefficienten (L motsvarar här reaktorns längd i x- resp. y-riktningen). Tillfälliga och gynnsamma förutsättningar för några observationer kan starkt påverka bestämningen av den globala dispersionskoefficienten när endast ett fåtal observationer inkluderas i



- Figur 22. a) Lokala dispersionskoefficienten i x-riktningen som funktion av den laterala positionen i x-riktning för olika sträckor dX. b) Antalet passeringar som den lokala dispersionskoefficienten baseras på i respektive koordinat. (exempel taget från omgång K3)
- Figure 22. a) Local dispersion coefficient as a function of lateral position for various distances (dX) b) The number of passing the local dispersion coefficient is based upon (example from case K3).



Figur 23. En känslighetsanalys för den globala dispersionskoefficienten för ett fall från omgång K3 i a) x-riktning och b) y-riktning

Figure 23. A sensitivity analysis of the global dispersion coefficient for a case from K3 in a) xdirection b) y-direction

beräkningen (lågt n) men att inverkan av avståndet (dX) är svagt på den globala dispersionskoefficienten i detta fall. Bortsett från detta så blir reproducerbarheten i beräkningarna av den globala dispersionskoefficienten mycket god, se tabell 8. Trots att en partikel kan ta väldigt olika vägar i reaktorn vid olika försök, så blir det genomsnittliga spridningsbeteendet av bränslepartiklar snarlikt vid konstanta driftsinställningar. Det bör påpekas att underlaget för att bestämma dispersionskoefficienten för framförallt plastpartiklarna är kraftigt begränsat.

En kraftigt skvalpande bädd argumenteras ofta som bättre för den laterala transporten av bränsle över bäddens tvärsnitt. Med DIA erhålls en möjlighet att mäta den genomsnittliga transportsträckan för spårpartikeln mellan två observationer, både i och ovanpå bädden, vilken redovisas i Tabell 7 nedan. Partikelns synlighet syftar på hur mycket av den totala experimenttiden som partikeln syns på bäddens yta, en indikation på hur flytbara partiklarna är. Utbredning syftar till hur stor andel av bäddytan som partikeln observeras i under experimentet och är en form av koncentrationsmätning. Partikelns utbredning baseras på partikelns tyngdpunkts position. Denna skulle bli betydligt högre om beräkningen istället baserades på det upplysta området som dokumenteras varje gång partikeln observeras. Det skulle å andra sidan inte korrekt representera partikelns verkliga position då även det närliggande området belyses av partikeln i början av experimentet eftersom lyskraften är betydligt högre i början av experimentet än mot slutet. Jämförs resultaten mellan de olika försöken K2 och K3 syns ingen tydlig ökning av varken utbredningen, synligheten eller transportsträckan mellan två observationer med ökande gashastighet.

I Tabell 8 visas dispersionskoefficienten för olika bränslen och fluidiseringsförhållanden. Under de testade driftsfallen påverkar bränslet spridningen mer än ändringar i fluidiseringen. Bakgrundsfilmer till de framtagna dispersionskoefficienterna visas i Bilaga F1 och Bilaga F2.

Tabell 7.	Jämförelse av	resultat för	spårning	av en	ensam	partikel	för några	olika	driftsfall
-----------	---------------	--------------	----------	-------	-------	----------	-----------	-------	------------

	Flis	Flis	Plast	Plast
	0,057 m/s	0,088 m/s	0,057 m/s	0,088 m/s
Synlighet	(K2)	(KJ)	$(\mathbf{K}\mathbf{Z})$	(KJ)
Utbrodning	2,0%	2 0 %	0,0 70	0.6%
	2,0 70	3,0 70	0,4 70	0,0 70
Avg transportstracka i badden:				
x-riktning	1,44 mm	1,87 mm	1,98 mm	1,02 mm
y-riktning	1,45 mm	1,97 mm	0 , 87 mm	1,31 mm
total sträcka (L)	2,05 mm	2,73 mm	2,16 mm	1,66 mm
Avg transportsträcka på bädden:				
x-riktning	2,87 mm	7,47 mm	6,30 mm	7,87 mm
y-riktning	3,01 mm	6,89 mm	5,69 mm	6,41 mm
total sträcka (L)	4,16 mm	10,16 mm	8,49 mm	10 , 15 mm

Table 7. Comparison between various tracking results for a single fuel particle

Tabell 8. Global dispersionskoefficient för olika bränslen och driftförhållanden (för ensam partikel)

Table 8. Global dispersion coefficient for various fuels and experiments (single particle)

Global dispersionskoeff.	Flis 0,057 m/ (K2)	Flis 5 0,088 m/s (K3)	Plast 0,057 m/s (K2)	Plast 0,088 m/s (K3)	Plast (K1)
$Dx [m^2/s]$	0,0010	0,0009	0,0002	0,0001	0,0002
Dy $[m^2/s]$	0,0007	0,0007	0,0002	0,0002	0,0002

4.3.1.2 Batchförsök

I Figur 24 visas en konturplott över observationsfördelningen för batchförsöken av partiklar (se även Bilaga F3 och Bilaga G). I samtliga fall syns en tydlig snedfördelning mot reaktorns högra sida där inmatningen sker, vilket är naturligt då experimentet inte pågår i oändlig tid. Intressant att poängtera i sammanhanget är också partiklarnas synlighet, d.v.s. hur stor andel av experimenttiden det är möjligt att observera en eller fler partiklar i bild, samt utbredningen, d.v.s. hur stor andel av bildytan som partiklarna täcker in. Dessa parametrar redovisas i Tabell 9. För dessa försök har beräkningen av utbredningen baserats på det område som spårpartiklarna belyser vilket kan medföra att fördelningen gynnas av starkt lysande partiklar, d.v.s. direkt efter bränsleinmatning (se även filmer i Bilaga F). Tabellen pekar på att det finns en proportionalitet mellan utbredning och volym på bränslepartiklarna samt en omvänd proportionalitet mellan synlighet och densitet (jämför med Tabell 3).



Figur 24. Bränslefördelning utifrån upplysta bildpunkter för en batch med spårpartikel från försök K1 a) flis b) barkpellets c) plaststavar

- Figure 24. Fuel distribution for a batch of tracer particles from case K1 a) wood chips b) bark pellets c) plastic rods
- Tabell 9. Synlighet och utbredning ovan och i bädden för olika batchar av bränslen

Table 9. Visibility and distribution above and in the bed for various fuels

a)

	Flis	Pellets	Plast
Synlighet	60 %	41 %	72 %
Utbredning	80 %	72 %	52 %

I Figur 25 visas hur dispersionskoefficienterna för några olika batchar av bränslepartiklar varierar över tiden. Den initiala spridningen av en batch av bränslepartiklar är hög men avtar när partiklarna spridit ut sig från startpunkten. Detta är kopplat till sannolikheten för en partikel att flytta sig i riktningen bort från startpunkten, liksom gasmolekyler i ett slutet kärl som minskar med avståndet. Dispersionskoefficient minskar fram till dess att bränslet är relativt jämnt fördelat över tvärsnittet. Tiden det tar för batchens dispersionskoefficient att bli stabil blir därmed också ett mått på hur lång tid det tar för bränslet att fördela sig jämnt över ett tvärsnitt.



- Figur 25. Global dispersionskoefficient för en batch av a) flis b) plastpartiklar och c) pellets som funktion av tid
- Figure 25. Global dispersion coefficient for a batch of a) wood chips b) plastic particle and c) bark pellets as a function of time

4.3.2 Varma försök i Chalmers förgasningsreaktor

Under experimenten under varma förhållanden i förgasaren har batcher om 10 bränslepartiklar tillförts förgasaren genom bränslematningsschaktet och som spårats till dess de inte längre går att utskilja från övrigt innehåll i förgasaren. Från dessa försök har en global dispersionskoefficient uppskattats genom att mäta tiden från inmatningsögonblicket till dess en eller flera bränslepartiklar har passerat halva reaktorns längd, se tabell 10. Fallet med träpellets som dokumenterats visar sig vid närmare granskning vara extra problematiskt att analysera då pelletens begränsade storlek medför att de är betydligt svårare att skilja från övriga fläckar i bilden. Inget resultat har därför kunnat beräknas för detta fall.

Vid en jämförelse mellan varmförsöken och resultaten i kallförsöken i förgasaren framgår det från filmerna (se Bilaga E) ganska tydligt att bränslepartiklarna i högre utsträckning återfinns flytande på bäddytan under varma förhållanden. Åtminstone initialt så länge flykten avgår. Observationerna minskar därefter kraftigt. Detta beteende simuleras till viss del även i kallförsöken eftersom ljusstyrkan avtar men kopplingen mellan ljustyrkans avtagande och bränslets omvandling finns ännu inte framtagen. Därtill så återfinns bränslepartiklarna under de kalla försöken i högre utsträckning i bädden.

På grund av påslag på skyddsglaset och att dessa filmer då kräver kraftig filtrering så har filmer som i Figur 12 (se även Bilaga E) ännu inte analyserats med DIA. Dessa filmer ger dock redan i dagsläget en tydlig uppfattning om bränslespridningen och fördelningen i förgasaren och ger en grov uppskattning av spridningskoefficienten under varma driftförhållanden.

Under varm drift av förgasaren finns ett konvektivt nettoflöde av bäddmaterial som driver på förflyttningen av bränslepartiklar genom förgasaren (därav de betydligt högre spridningskoefficienterna i Tabell 10). Trots detta samlas partiklarna i en position vid den främre väggen (strax under kamerans position). Det visade sig vid en senare genomgång av förgasaren att några av dysorna intill den väggen blockerats under drift. Dysornas position sammanfaller ganska tydligt med den position som partiklarna samlades i, vilket ytterligare demonstrerar hur ojämn fluidisering negativt påverkar den laterala bränsletransporten.

Tabell 10. Dispersionskoefficienten från försök under varma förhållanden och för olika fluidisering

	Table 10. Disper	rsion coefficient f	for various ex	xperiments at	t hot conditions
--	------------------	---------------------	----------------	---------------	------------------

	Ånga, 200 kg/h	Rökgas 300 kg/h	Rökgas 240 kg/h
Flis [m ² /s]	0,007	0,02	0,02

4.4 Flyktavgång



Figur 26. Flyktavgång hos pellets under olika konverteringsmiljöer och temperaturer. Avfallpelletsen är gjord av blandat avfall från Borås Energi och Miljö (BEM) samt Renova (REN)

Figure 26. Volatilization experiments with pellets made from mixed waste from Borås Energi och Miljö

Figur 26 visar utfallet av flyktavgångsförsöken beskrivna i Tabell 5. Figur 26a visar medelvärdet för respektive bränsle för de olika temperaturerna och Figur 26b visar samtliga resultat. Generellt så minskar flyktavgången med minskade värmeöverföring, vilket i det här fallet har orsakats genom en lägre omgivningstemperatur. Detta är i linje med vad som kan förväntas men det kan inte uteslutas att trenden byggs på av att de lägre temperaturerna medför en ökad tjär- och sotbildning och en ökad nedsmutsning av väggar längs vägen till ICP-MS instrumentet. Det finns också en påtaglig spridning i de fall där flera prov har gjorts vid samma temperatur vilket också blir ett mått på mätosäkerhet och/eller variation mellan partiklar.

Oavsett spridningen så presterar avfallspelletsen i nivå med de övriga biobränslena, vilket signalerar att omvandling av avfall inte behöver modelleras annorlunda än biobränslen.

I Figur 27 som är hämtad från [19] så visas exempel på gaskoncentration under förbränning av en avfallspellets. Figuren visar att under flyktavgången som pågår i ca 2 minuter och där ca 80% av kolet avgår renderar i tillfälliga spikar även i CO, CO2 och TOC. Under flyktavgången sjunker halten syre och bäddtemperaturen i reaktorn ökar tillfälligt för att sedan långsamt, under koksförbränningen, återgå till sin initiala temperatur.



Figur 27. Exempel på uppmätta gaskoncentrationer från ett försök med avfallspellets vid 750°C.

Figure 27. Example of measured gas concentrations from a test with waste peelet at 750°C.

5 Resultatanalys

Ambitionen för detta projekt var att öka förståelsen av var och hur olika avfallsbränslen brinner i en FB-panna i syftet att aktivt kunna kontrollera förbränningsprocessen. Och därmed även kunna erhålla låga emissioner och en förbättrad anläggningsekonomi och därmed möjliggöra en ökad elverkningsgrad. Förhoppningen har även varit att kunna uttala sig om vilken styckesstorlek olika bränslen bör ha för att nå en jämn förbränning. Det senare prioriterades dock ner på grund av lågt intresse från problemägarna i projektet.

De frågeställningar som har adresserats i projektet i syfte att nå den uttalade ambitionen var följande:

- 1. Öka förståelsen för, och karaktärisera hur, bubblor fördelas över ett tvärsnitt samt hur detta kan styras
- 2. Öka förståelsen för, och karaktärisera hur, bubblor påverkar den laterala bränsletransporten
- 3. Öka förståelsen för, och karaktärisera hur, avfallsbränslen brinner i termer av flyktiga beståndsdelar och koks

Samtliga frågeställningar har till del besvarats inom arbetet. Svaren är givetvis inte heltäckande och fler frågor har väckts under arbetets gång. De första två frågeställningarna angrips främst i avsnitt 4.1 och 4.2 och här har arbetet gjort det tydligare över vilka parametrar som styr bubbelfördelning och vad som krävs för att erhålla en jämn bubbelfördelning. Vidare så har arbetet visat att bestående snedfördelningar i bubbelflöden kan uppstå som en konsekvens av att bottenbädden är ojämnt fördelad vid uppstart. Detta är ett problem som kan avhjälpas genom att endera tillfälligt kraftigt öka lufttillförseln så att bäddytan jämnas ut eller genom att fluidiseringen kontrolleras genom till exempel statistiska analvser av trycket i bottenbädden. Arbetet har även visat på korrelationer mellan områden i bädden med en hög bubbeldensitet och en uppåtgående bränslepartiklarrörelser och vice versa för områden med låg bubbeldensitet (se Figur 15). Detta indikerar att en ojämn fördelning av bubblor över tvärsnittet kan leda till att bränslen diffunderar till de områden där det är minst syre tillgängligt. En ökad bäddhöjd (dvs. ett ökat tryckfall över bädden) kan avhjälpa detta om man därmed jämnar ut bubbelflödet men beroende på design, tryckfall över dysor och bottenbädd så kan även det motsatta förhållandet uppstå som i exemplet i Figur 16. Det vill säga, en ökad bäddhöjd leder till en ökad segregering av luft och bränsle med förluster i tryckfall, verkningsgrad samt ökade emissioner av CO och NOx som konsekvens.

Figur 19 visar också hur fluidiseringen påverkar den laterala fördelningen av en bränslepartikel i en kommersiell anläggning (drift under kalla förhållanden), vilket påvisar betydelsen av en jämnt fluidiserad bädd. Trots en koppling mellan fluidiseringsdynamiken och transporten av bränslepartiklarna över bäddens tvärsnittyta indikerar de genomförda experimenten, åtminstone under kalla förhållanden, att dispersionen beror mer på bränslepartiklarnas egenskaper än fluidiseringsförhållandet i sig, se t.ex. Tabell 8 och Figur 25.

Den laterala bränsletransporten kvantifieras ofta med en dispersionskoefficient. För att bestämma dispersionskoefficienten antas bränslepartiklarna representeras av en fullstädigt stokastisk process och koefficienten kan därmed beräknas med ekvation 4 respektive 5. I syfte att studera dispersionen av olika bränslen har spårningsförsök med ensamma och grupper av partiklar genomförts. Det antal observationerna som kan samlas genom att spåra en ensam partikel ger inte tillräckligt med data för att bestämma lokala dispersionskoefficienten med god tillförlitlighet. Den experimentella metoden är testad och fungerar väl för denna typ av studier men det finns utrymme för förbättringar. Metoden för att bestämma dispersionskoefficienten genom partikelspårning är robust och den digitala bildanalysprocessen fungerar väl vilket innebär att för att uppnå statistisk tillförlitlighet i beräkningen av den lokala dispersionskoefficienten måste antalet observationer utökas. Antalet observationer är med den valda spårtekniken, som påvisat, tyvärr svår att påverka då tidsrymden som spårning av partikeln är möjlig är väldigt begränsad, orsaker till detta undersöks fortfarande. Antingen måste en långvarigare spårsignal utvecklas, t.ex. genom att välja en annan vätska, eller så måste en annan typ av spårteknik användas, t.ex. strålning. Bestämningen av dispersionskoefficienten för de olika bränsletyperna måste göras utifrån den information som kan samlas från batchförsöken.

En semi-empirisk modell för att uppskatta jämnheten i bubbelfördelningen (Ekvation [6]) för olika driftförhållanden har tagits fram. Modellens goda överensstämmelse med mätdata visas i Figur 17. Det bör understrykas att de mätdata som modellen jämförs mot är desamma som har använts för att ta fram de empiriska konstanterna a, b och c. Det återstår att se om dessa behöver korrigeras för andra geometrier och partikelegenskaper.

I syfte att studera och mäta bränslespridningen under varma förhållanden har en sond för visuell övervakning av bäddytan i Chalmers förgasare utvecklats. Sondens nuvarande design har begränsad användbarhet då den information som kan samlas med sonden ännu är för brusig för att genomgå den typ av digital bildanalys som utvecklats under projektet. Mer arbete för att förbättra dels kvaliteten på bilderna från sonden och dels filtreringsprocessen i bildanalysen behövs innan denna metod ger fullt tillförlitliga resultat. Trots dessa brister har arbetet med sonden och den information som samlats gett tydliga indikationer på vilken potential både sonden och den digitala analysmetoden har i denna applikation. Det finns även framtagna dispersionskoefficienter för olika driftsfall under varma förhållanden från initiala mätningar.

Den uppenbara svagheten i ovan beskrivna resultat är att merparten är gjorda under kalla försök, vilket medför att partikel inte defragmenterar och brinner upp längs väg. I praktiken skulle en bränslepartikel under de inledande minuterarna avge merparten av den energi som är bunden i de flyktiga beståndsdelarna, varefter koksåterstoden sönderdelas av de mekaniska krafterna i bädden. Trots detta ger försöken en inblick i problematiken, då även bränslen med mycket liten koksåterstod har en lång utbränningstid och trots allt innehåller uppemot 20 % av den bundna energin (jämför med resultaten från flyktavgångsförsöken i Figur 26).

I samtliga delar har nya metoder, i och med digitalbildsanalysen, modelleringsarbetet och kamerasonderna, tagits fram för att karaktärisera de studerade förloppen, vilket i sig är viktiga leverabler från projektet.

6 Slutsatser

Detta arbete har tagit fram metoder för att karaktärisera bränslespridning och bubbelfördelning i fluidbäddspannor. En av metoderna inbegriper en framtagen kamerasond som i samband med digital bildanalys (DIA) kopplar visuell information till fysiska fenomen. Kopplingen ger en helt ny dimension när det gäller förståelse för bäddynamiken och bränsletransporten i bädden jämfört med tidigare metoder för karaktärisering.

De framtagna metoderna har gett nya insikter i hur bubbelflödet genom en bädd ser ut och hur detta kan styras så att en jämn bubbelfördelning uppnås. Resultaten visar också på bubbeldynamikens koppling till den laterala bränsletransporten. Sammantaget förtydligar dessa resultat bland annat vikten av att hålla en jämn bubbelfördelning för att erhålla en jämn syrefördelning. En till synes jämnt fluidiserad bädd kan innehålla lokalt höga stråk av bubblor och syr som kan initieras av t.ex. ojämn bäddhöjd vid uppstart, cirkulation av sand, karaktäristiska dimensioner, gashastigheter etc. Ojämnheter kan dock undvikas genom att t.ex. eliminera störningar samt öka gashastigheten. En ökning av bäddhöjden leder däremot inte nödvändigtvis till ett jämnare bubbelflöde.

Dispersionskoefficienter och flyktavgångskaraktäristik för några bränslen som kan användas för design av nya, och drift av befintliga, anläggningar har tagits fram. När det gäller flyktavgång så uppvisar pelleterade avfallsbränslen i stort sett samma fördelning mellan andel kol som återfinns i flykt respektive koks som andra pelleterade biobränslen. Detta har i sin tur sitt ursprung i att upphettningshastigheten är överordnat kolets ursprung.

En ny modell för beräkning och simulering av bubbelflödet har tagits fram som tar hänsyn till tryckfallet över dysorna och som ger god överenstämmelse med experimentiell data vid låga tryckfall över dysor gentemot bädd. Däremot visade sig modellen inte lämplig för att simulera driftsfall där tryckfallet över dysbotten kraftigt dominerar över tryckfallet i bottenbädden.

7 Rekommendationer och användning

Resultaten från detta arbete är i sin linda och det är för tidigt att dra alltför långtgående slutsatser. Tendensen så långt är dock att bäddynamiken är mer central för luftfördelningen än för bränslefördelningen.

Som exempel; i den aktuella reaktorn tog det under kalla förhållanden nästan 10 minuter innan en batch av pellets stabiliseras i sin spridningshastighet, vilket grovt innebär att de blir jämnt fördelade över en specifik yta. Som jämförelse kan det nämnas att en avfallspellets lämnar ca 80 % av sin energi under de första 2 minuterarna och resterande under de kommande ca 20 min (ungefärliga värden vid FB-förhållande och 850 °C). Med en över tid linjär koksförbränning så innebär ovan siffror att ca 10% av en batch med avfallspelletsen hinner bli jämnt fördelad över den aktuella reaktorn innan de har brunnit ut. Procentsatsen är än mindre för avfall som hettas upp snabbare än en pellets, vilket bör vara fallet för en betydande del av det avfall som förbränns.

Detta väcker följdfrågor som:

- Kan kompaktering av avfall till exempelvis pellets och briketter vara en metod för att lugna ner förbränningsförloppet och hinna med att sprida ut bränslet med hjälp av bäddynamiken?
- Om bränslet med hjälp av bäddynamiken inte hinner spridas över eldstadens tvärsnitt; i vilken utsträckning skall det strävas mot att med hjälp av inmatning fördela bränslet bättre över tvärsnittet vs, i vilken grad går det att styra luften dit bränslet återfinns?
- (I vilken utsträckning) skall en hög bäddhöjd, med höga tryckfall som konsekvens och/eller höga tryckfall över dysor tillämpas som metod för att jämna ut bubbelflödet? Vad är optimalt för olika applikationer?
- (I vilken utsträckning) skall det strävas mot att nå en jämn bubbelfördelning i syfte att åstadkomma en jämn syretillförsel över tvärsnittet om inte bränslet är jämnt fördelat över tvärsnittet? Syftet att undvika sintringar i avfluidiserade zoner kvarstår visserligen men måste då luft vara fluidiseringsmediet? Vad är optimalt för olika applikationer?

Dessa följdfrågor borde vara intressanta att utreda för alla anläggningsägare som vill minska tryckförluster (fläktenergi) och emissioner som härrör från bubbeldynamiken. Samma sak för pannleverantörer och sensortillverkare som vill åstadkomma optimal luftbränsleomblandning vid så låga emissioner och drift-och underhållskostander som möjligt.

Det föreliggande arbetet ger ledtrådar, information och verktyg för att adressera dessa följdfrågor.

8 Litteraturreferenser

[1] Andersson, B-Å., Ekman, U., Andersson, S.-A., 2000, "The Baldovie project – The first MSW fired fluidised bed plant in UK" POWER-GEN Europe 2000, Helsinki, Finland, 20–22 June, 2000

[2] Xiang, Q., Huang, G., Ni, M., Cen, K., Tao, T., 1987. "Lateral dispersion of large coal particles in an industrial-scale fluidized bed combustor". Proc. of 9th Int. Conf. on FBC, 546.

[3] Niklasson, F., Thunman, H., Johnsson, F., Leckner, B., 2002. "Estimation of solids mixing in a FB combustor". Industrial and Engineering Chemistry Research 41(18), 4663-4673.

[4] Niklasson, F., Johnsson, F., Leckner, B., 2003. "Local air ratio measured by zirconia cell in a circulating fluidised bed furnace". Chemical Engineering Journal 96, 145–155.

[5] Åmand, L-E, Leckner, B., Eskilsson, D., Tullin, C., 2006, "Deposits on heat transfer tubes during co-combustion of biofuels and sewage sludge", Fuel 85 1313–1322

[6] Miltner, A., Beckmann, G., Friedl, A., 2006, "Preventing the chlorine-induced high temperature corrosion in power boilers without loss of electrical efficiency in steam cycles", Applied Thermal Engineering 26, 2005–2011

[7] Theis, M., Skrifvars, B.J., Hupa, M., Tran, H., 2006 "Fouling tendency of ash resulting from burning mixtures of biofuels. Part 1: Deposition rates" Fuel 85, 1125–1130

[8] Pallarès, D., Johnsson, F., 2007, "Modeling fuel mixing in a fluidized bed combustor", Proc Fluidization XII, Vancouver

[9] Pallarès D., Díez P.A., Johnsson F., (2007), Proc. Of the 12th Int. Conf. on Fluidization, 929-936

[10] Thunman, H., Leckner, B., 2001. "Principals and models of solid fuel combustion: fuel loading of a fluidized bed combustor". Report Department of Energy Conversion, Chalmers University of Technology, Göteborg.

[11] Lyngfelt, A., Åmand, L.E., Leckner, B. 1996. "Progress of combustion in the furnace of a circulating fluidized bed boiler". Proc. of the 26th Int. Symposium on Combustion, 3253-3259.

[12] Palchonok, G., Didalenko, V., Stanchits, L., Borodulya, V., Werther, J., Leckner, B. 1997. "Kinetics of the main stages of FB combustion". Proc 14th FBC Conf., Vancouver.

[13] Johansson, A., Johnsson, F., Niklasson, F., Åmand, L-E., 2007, "Dynamics of furnace processes in a CFB boiler", Chemical Engineering Science 62 (2007) 550 – 560

[14] Svensson, A., Johnsson, F., Leckner, B., 1996. Bottom bed regimes in a circulating fluidized bed boiler. *Int. J. Multiphase Flow*, 22, 6, pp. 1187-1204.

[15] Werther, J., 1977. Bubble chains in large diameter gas fluidized beds. *International Journal of Multiphase Flow*, 3(4), 367-381.

[16] Sasic, S., Leckner, B., Johnsson, F., 2005. "Parametric modeling of time series of pressure fluctuations in gas-solid fluidized beds". *Chem. Eng. Sci.*, 60, 5069-5077

[17] Pallarès, D., Johansson, A., Johnsson, F. 2006. Interpretation of dynamics of pressure measurements. *Proc. of the 19th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion* (Vienna, Austria)

[18] Johnsson F., Andersson S., Leckner B., (1991), Bed expansion in freely bubbling beds. Powder technol., 68, 117-123

[19] Fredrik Niklasson, Conny Haraldsson, Andreas Johansson, Frida Claesson, Linda Bäfver, Daniel Ryde, Värmeforskrapport 1140 "Sänkt bäddtemperatur vid termokemisk omvandling av svåra bränslen"

[20] Olsson J, "Digital image analysis of bubble flow distribution - influence of operational parameters" Fluidization XIII, presenteras i maj 2010

A <u>A Modeling of Bubble Flow in Fluidized Bed Combustion</u>

B <u>Digital image analysis of bubble flow distribution -</u> <u>influence of operational parameters</u>

C Bubbelflöde i 2D-rigg

Visar ett exempel på den obehandlade filmen från ett av försöken i 2D bädden (samma försök som bilderna i rapporten kommer ifrån).

D Se filmer på WRs webbsida om fluidisering

D.1 Fluidization K1:

Förgasaren fluidiserad med luft och en partikelstorlek på 330 mikrometer.

D.2 Fluidization_K3:

Förgasaren fluidiserad med luft, partikelstorlek 150 micormeter, 525kg/h

E Se filmer på WRs webbsida om bränsletransport

E.1 Flue gas_wood chips:

Förgasaren är fluidiserad med rökgas (240 kg/h) och matas med flisbitar (10st)

E.2 <u>Steam wood chips:</u>

Förgasaren är fluidiserad med ånga (200 kg/h) och matas med flisbitar (10st)

F Se filmer på WRs webbsida om spårning av partiklar

F.1 Tracer Particle Single:

Spårning av en ensam partikel (flis) i förgasaren, endast bilder med partikel synlig inkluderade. Identifiering av partikelarea (upplyst område) markerad med röd linje. (från omgång II)

F.2 Tracer Single:

Partikelns aktuella position makeras med en vit fyrkant och dess tidigare positioner med en fyrkant med avtagande nyans av vitt. (från omgång II)

F.3 Tracer particle Batch:

Spårning av en batch i förgasaren, endast bilder med partikel synlig inkluderade. Identifiering av partikelarea (upplyst område) markerad med röd linje. (omgång I)

G Se film på WRs webbsida om en koncentrationsprofils utveckling för en batch av flispartiklar

Concentration_Batch_K3:

Koncentrationsprofilens utveckling för en batch med flispartiklar, 525 kg/h



WASTE REFINERY

SP Sveriges Tekniska Forskningsinstitut Box 857, 501 15 Borås wasterefinery@sp.se www.wasterefinery.se