

Experimentell undersökning av partikelflöden i en CFB-panna

Willie Alvner
Anna Emanuelsson
Edris Nouri
Frej Stjärnberg

KANDIDATARBETE SEEX15-18-09

Experimentell undersökning av partikelflöden i en CFB-panna

WILLIE ALVNER
ANNA EMANUELSSON
EDRIS NOURI
FREJ STJÄRNBORG



CHALMERS
UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

Institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap
Avdelningen för energiteknik
CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA
Göteborg, Sverige 2018

Experimentell undersökning av partikelflöden i en CFB-panna
WILLIE ALVNER
ANNA EMANULESSON
EDRIS NOURI
FREJ STJÄRNBORG

© WILLIE ALVNER, ANNA EMANULESSON, EDRIS NOURI, FREJ STJÄRNBORG,
2018.

Handledare: Tove Djerf, Institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap.
Examinator: David Pallarès, Institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap.

Kandidatarbete SEEX15-18-09
Institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap.
Avdelning för Energiteknik
Chalmers Tekniska Högskola

Framsida: CAD-ritning av skalmodellen från en storskalig (>200 MW) CFB-panna som har använts i detta arbete. Av Tove Djerf från institutionen för rymd-, geo- och miljövetenskap, Chalmers Tekniska Högskola.

Tryckt i Sverige
Göteborg, Sverige 2018

Abstract

The project aims to measure the concentration of particles that are distributed in a circulating fluidized bed boiler (CFB) and to compare the results to currently available research. The test equipment that is used is a CFB that is down-scaled from an industrial unit. This downscaled model is operated in room temperature, meaning no combustion occurs. The downscaling has been done according to established scaling laws.

When analyzing data from the experiments, they are divided into three zones as presented in previous research. The first zone is the dense bed, then the splash zone and lastly the transport zone. The work presents how the zones have varying decay constants depending on the configuration of the pressure drop over the height of the riser and amount of fluidizing air.

Results acquired from tests shows a continuation of trends previously observed in currently available research. For example the trends in change of the decay constants for the splash and transport zone, a and K , with respect to change in fluidization velocity and the particle concentration in the equipment at low fluidization velocities. An impact on external circulation with respect to fluidization velocity is deduced by comparing concentration of particles in the bottom and at the top of the riser at increasing fluidization velocities. However, some results differ, such as the displacement of the trends of the decay constants. While these values imply a difference from other research, further tests should be run and more data collected to firmly establish their statistical significance. However, the data follows the trends closely which thus suggests their validity. Therefore the results can be used to add statistical certainty and context to existing and future research.

Keywords: fluidization, downscale model, CFB boiler, particle concentrations, dense bed, splash zone, transport zone, decay constant.

Författarnas tack

Tack till vår handledare Tove Djerf som guidat och väglett oss och därmed varit till stor hjälp i detta projekt. Vi vill även tacka vår examinator David Pallarès som med stort engagemang hjälpt oss i projektet.

Innehåll

| | | |
|----------|---|-----------|
| 1 | Introduktion | 1 |
| 1.1 | Bakgrund | 1 |
| 1.2 | Syfte | 2 |
| 1.3 | Problem/Uppgift | 2 |
| 1.4 | Avgränsningar | 2 |
| 2 | Experimentell uppsättning | 4 |
| 3 | Teori | 5 |
| 3.1 | Fluidisering | 5 |
| 3.1.1 | Terminalhastighet | 7 |
| 3.1.2 | Dense zone | 7 |
| 3.2 | Tillbakamixning | 8 |
| 3.2.1 | Mekanismen i skvalpzonen | 8 |
| 3.2.2 | Mekanismen i transportzonen | 8 |
| 3.2.3 | Totala mekanismen | 9 |
| 3.3 | Tryck till koncentration | 9 |
| 3.4 | Koncentration in i och i slutet av transportzonen | 10 |
| 3.5 | Skalningsfaktorer | 10 |
| 4 | Metod | 12 |
| 4.1 | Experimentell del | 12 |
| 4.2 | Analytisk del | 13 |
| 4.2.1 | Bäddhöjd | 14 |
| 4.2.2 | Dense zone och linear zone | 15 |
| 4.2.3 | Skvalpzon | 16 |
| 4.2.4 | Transportzon | 16 |
| 4.2.5 | Koncentration in i och i slutet av transportzonen | 16 |
| 5 | Resultat | 18 |
| 5.1 | Bäddhöjd mot tryckfall | 19 |
| 5.2 | Tillbakamixning i skvalpzon | 20 |
| 5.3 | Koncentration in i transportzon | 21 |
| 5.4 | Tillbakamixning i transportzon | 22 |
| 5.5 | Koncentration längst upp i stigaren | 23 |
| 6 | Diskussion | 25 |

| | | |
|----------|---|-----------|
| 6.1 | Bäddhöjd mot tryckfall | 25 |
| 6.2 | Tillbakamixning i skvalpzon | 26 |
| 6.3 | Koncentration in i transportzon | 26 |
| 6.4 | Tillbakamixning i transportzon | 27 |
| 6.5 | Koncentration längst upp i stigaren | 28 |
| 7 | Slutsats | 29 |
| | Litteraturförteckning | 30 |
| A | Bilaga A - TESTMATRISER | I |

Notationer

| | |
|--------------------|---|
| a | Konstant som beskriver tillbakamixning av partiklar i skvalpzonen, [1/m] |
| Ar | Arkimedes tal, [-] |
| d_p | Partikeldiameter, [-] |
| d_p^* | Dimensionslös diameter för partiklarna, [-] |
| D_e | Bäddens ekvivalenta diameter, [m] |
| g | Gravitationskonstanten, [m/s ²] |
| G_s | Partikelflux i stigaren, [kg/m ² s] |
| H | Stigarens höjd, [m] |
| H_b | Bäddhöjd, [m] |
| k | Massöverföringskoefficient, [m/s] |
| K | Konstant som beskriver tillbakamixning av partiklar i transportzonen, [1/m] |
| K_1 | Konstant, [-] |
| K_2 | Konstant, [-] |
| PSD | Distribution av partikelstorlek, [-] |
| $Re_{p,mf}$ | Reynolds tal för partiklarna vid minsta fluidiseringshastighet, [-] |
| u_0 | Fluidiseringshastighet, [m/s] |
| u_{mf} | Minsta fluidiseringshastigheten, [m/s] |
| u_t | Terminalhastighet för partiklarna, [m/s] |
| u_t^* | Dimensionslös terminalhastighet för partiklarna, [-] |
| $X_{fraktion}$ | Fraktionen av partiklar i gasblandningen, [-] |
| δ | Volymförhållande mellan bubblor och fluidiserat bäddmaterial, [-] |
| ε | Hålrumsvolym, [-] |
| ε_{mf} | Hålrumsvolym för minsta fluidiseringshastighet, [-] |

| | |
|----------------|---|
| μ | Dynamisk viskositet, [kg/ms] |
| ρ | Partikelkoncentration, [kg/m ³] |
| ρ_{dense} | Densitet i botten av stigaren, [kg/m ³] |
| ρ_{enter} | Koncentration in i transportzon [kg/m ³] |
| ρ_{exit} | Koncentration längst upp i stigaren [kg/m ³] |
| ρ_{fluid} | Gas- och partikelsuspensionens densitet, [kg/m ³] |
| ρ_g | Gasens densitet, [kg/m ³] |
| ρ_s | Solidens densitet, [kg/m ³] |
| ρ_x | Partikelkoncentration i bädden, [kg/m ³] |
| $x\rho^*$ | Lägsta partikelkoncentration i stigaren, [kg/m ³] |
| ϕ_s | Partiklarnas sfäricitet, [-] |

1

Introduktion

1.1 Bakgrund

För att kunna uppnå framtidens allt större energikrav kommer energiproduktionen runtom i världen att behöva öka [1]. Det måste ske samtidigt som hänsyn tas till miljön för att stoppa det ökade utsläppet av koldioxid som har skett de senaste decennierna [2]. Detta eftersom utsläppen av koldioxid har bevisats öka den globala uppvärmningen [3]. En följd av uppmärksammandet av den globala uppvärmningen är att politiska beslut har tagits för att motverka koldioxidutsläpp, som Sveriges energimål [4]. Ett av de beslut som styr energiindustrin är kolskatten som infördes 1991 i Sverige vilken syftar till att minska användningen av fossila bränslen [5]. Då det har blivit dyrare för företag att producera el och värme med hjälp av fossila bränslen har de fått en ekonomisk drivkraft att utveckla teknik som ska ersätta koleldning. Förnyelsebara energikällor som inte konsumerar bränsle alls, så som solenergi och vindkraft, är ett alternativ till energikällor vilka är en viktig utvecklingsgren. Dock kvarstår frågan om hur energibehoven ska uppfyllas tills dess att dessa energikällor byggts ut till den grad att de kan uppfylla samhällets energibehov. En annan aspekt är att energibehovet måste kunna tillgodoses även när omständigheterna för sol- och vindkraft är mindre optimala, vilket innebär att det måste finnas en pålitlig och ständig tillgänglig reserv för energiproduktion som samtidigt inte får belasta miljön.

En av de ledande teknikerna som är lämplig för storskalig produktion av bioenergi är förbränningspannor med cirkulerande fluidiserade bäddar (CFB) som bränner biomassa [6]. Fördelen med att tillverka energi med biomassa är att det har mindre globala koldioxidutsläpp än fossila bränslen [7]. Med denna teknik kan inte bara bränslen med väldigt varierande fukthalt och kemisk sammansättning eldas utan den har även andra användningsområden som är attraktiva, exempelvis produktion av biogas [8]. Företag och myndigheter som arbetar mot minskade koldioxidutsläpp, har insett att med denna flexibilitet i både bränsle och användningsområde finns det ekonomisk och miljömässig vinning i att driva utveckling av denna teknik [9] [10].

CFB-tekniken används redan idag, dock är kunskapen om hur partiklarna rör sig i förbränningspannorna inte komplett. För att kunna vidareutveckla förbränningspannorna krävs mer detaljerad kunskap om vad som påverkar partikeldistributionen i utrustningen. Med kunskap om hur partiklarna rör sig kan värmeöverföringen modelleras. Bättre modelleringar möjliggör bland annat fortsatt effektiv produktion av el och fjärrvärme under mer flexibla driftförhållanden och på så sätt skapas en mer attraktiv teknik.

1.2 Syfte

I det här arbetet kommer koncentrationen och beteende av partiklar i en kall skalmodell av en CFB-panna att undersökas då parametrar så som lufttillförsel och tryckfall varieras. Resultaten kommer att jämföras med aktuell forskning för att utöka trovärdigheten för denna samt ge förslag till vidare forskning.

1.3 Problem/Uppgift

I storskaliga CFB-pannor finns det oftast inte någon möjlighet att mäta tryckskillnader i stor detaljupplösning på små intervall. Svårigheter ligger i att fokus måste läggas på produktionen som inte kan störas genom att variera luftflöden och tryckfall för experiment. Ytterligare mätsvårigheter uppstår på grund av den höga temperaturen i pannan. Det är även inte praktiskt att installera en stor mängd tryckmätare i pannans väggar då de måste penetrera vattenväggarna. För att kunna utföra förändringar i luftflöden och partikelmängd som krävs för detta arbete kommer istället en kall skalmodell att användas, i vilken ingen förbränning sker. Skalmodellen är skalad enligt en välkänd skalningsprincip vilket gör att resultaten som fås går att likställa med resultaten som skulle ha framkommit av experiment i en storskalig CFB-panna.

I dagens läge finns det brister i kunskaperna om hur koncentrationen av partiklar varierar över höjden i en CFB-panna och hur beteendet av partiklarna vid vissa betydande nyckelpunkter påverkas när luftflöde och materialmängd tillåts variera. Arbetet har fokuserat på fem stycken nyckelpunkter som finns i en CFB-panna. Den första nyckelpunkten är hur höjden av den bildade fluidbädden varierar. Den andra och tredje nyckelpunkten är hur stor del av partiklarna som faller tillbaka till botten av pannan, vilket sker i två olika zoner i stigaren, se mer i kapitel 3. Den fjärde och femte nyckelpunkten som kommer att studeras är vilken partikelkoncentration som går in i och finns i slutet av den andra zonen.

Uppdraget i projektet är att samla in och analysera data från experiment för att bestämma koncentrationen samt beteendet av partiklarna i skalmodellen vid de fem nyckelpunkterna, och därmed även i storskaliga CFB-pannor.

1.4 Avgränsningar

En begränsning vid arbetet är att alla önskade kombinationer av lufthastighet och materialmängd inte går att undersöka. Detta på grund av att fläktarna som tillför fluidiseringsluften har en begränsad effekt. Konsekvensen blir att det inte är möjligt att undersöka en stor spridning av data. En större spridning av data kan ge mer underlag och förtroende för de trender som hittas genom ett utökat perspektiv och mer kontext.

Eftersom skalmodellen som används i arbetet körs kall, ska luftflödet ha en ingångstemperatur runt 20° Celsius. Denna temperatur infinner sig inte alltid då fläktarna blir varma efter en stunds användning vilket ger det ingående luftflödet en högre temperatur. En

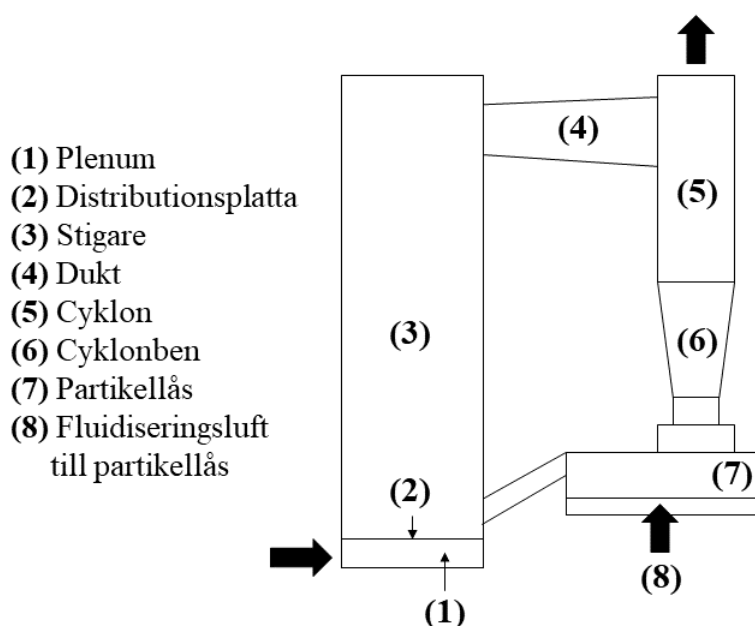
avgränsning för projektet är att denna temperaturskillnad mellan önskad och verklig lufttemperatur inte tas i beaktning. Luftens temperatur påverkar dess fysikaliska egenskaper, vilka alltså påverkas av en temperaturskillnad. Eftersom skillnaden på dessa egenskaper är låg vid det aktuella temperaturintervallet och i de beräkningarna där de används bedöms temperaturskillnaden inte påverka resultaten nämnvärt. Kalkkörningen av skalmodellen medför också att det inte går att återskapa den gasexpansion som vanligtvis sker av icke-ekvimolekylära reaktioner i förbränningsfasen i storskaliga CFB-pannor. Vid ekvimolekylära reaktioner sker ingen gasexpansion. Då det finns många olika icke-ekvimolekylära reaktioner som kan ske i en CFB-panna så är det mycket svårt att kvantifiera hur stor påverkan sådana reaktioner generellt har på partikeldistributionen. Då tidigare forskning från både varma och kalla modeller har gett liknande resultat bedöms det att gasexpansionen inte påverkar sambanden till en stor grad.

2

Experimentell uppsättning

I Figur 2.1 nedan är skalmodellen avbildad. Den består av en stigare (3), en cyklon (5) med cyklonben (6) och ett partikellås (7). Luften som används till att fluidisera partiklarna är rumstempererad och kommer från två fläktar. Luften trycks in från sidan in i plenum (1) och för att luften ska fördelas jämnt upp genom botten i stigaren används en distributionsplatta (2). Partiklarna och luften förflyttar sig upp genom stigaren via en dukt (4) vidare till cyklonen. I cyklonen separeras luften och partiklarna där luften stiger uppåt genom ett filter med hjälp av en sugfläkt medan partiklarna rör sig nedåt genom cyklonen och cyklonbenet med hjälp av gravitationskraften. Väl nere i partikellåset fluidiseras partiklarna med hjälp av luft (8). Partiklarna rinner sedan ned från partikellåset till stigaren. Sugfläkten används för att hålla ett konstant undertryck i systemet, dels för att efterlikna verkliga förhållanden i storskaliga pannor men även på grund av säkerhetsåtgärder då partikelläckage ska förhindras. I stigaren finns femton stycken tryckmätare på olika höjder med tätare intervall nära bottenplattan då stora förändringar av partikelkoncentrationen sker i botten.

De fetstilta svarta pilarna visar hur fluidiseringsluften går in och ut ur skalmodellen. Partiklarna som används i skalmodellen är kopparkopparpartiklar med en densitet på 8940 kg/m^3 . Partiklarnas medeldiameter är $35 \text{ }\mu\text{m}$.



Figur 2.1: En förenklad skiss över skalmodellen.

3

Teori

För att förstå och kunna beräkna partikelflöden och partikelkoncentrationer vid olika skeden och omständigheter i en fluidiserad bäddpanna så behövs ett antal samband och koncept introduceras. Det första är att de teknologier och den utrustning som använder fluidiserade bäddar, så som CFB-pannor, använder sig utav en mängd solitt material. Detta solida material placeras i botten av utrustningens största kärl, känt som stigaren, där det då bildar ett lager utav detta solida material. När det här lagret fluidiseras refereras det till som packad bädd, bottenbädd eller bara bädd. Det är grundläggande att förstå hur materialet i bädden fluidiseras. När bädden är fluidiserad och partiklarna börjar cirkulera finns det flera distinkta zoner med olika transportmekanismer som påverkar partikelkoncentrationen i olika delar av stigaren. Skalmodellen är utrustad med tryckmätare och därav är trycket i stigaren känt. För att kunna beräkna partikelkoncentrationen behöver olika samband användas för att kunna gå från det uppmätta trycket till partikelkoncentrationen. Vidare behöver även den mängd material som går in i den andra zonen undersökas. För att kunna applicera mätvärdena från den kalla skalmodellen på beräkningar för storskaliga CFB-pannor så behöver mätvärdena skalas upp. Därför behöver även ett flertal dimensionslösa skalningsfaktorer tas fram. Allt ovan beskrivet kommer att förklaras i större detalj i följande avsnitt.

3.1 Fluidisering

Förbränning i fluidiserade bäddar har många fördelar. En av dessa fördelar är att fluidisering innebär väldigt hög omblandning i botten av det kärl som används, vilket bidrar till en väldigt homogen värmefördelning i bottenbädden och god kontakt med syre i den omgivande luften. Ytterligare en fördel är att användning av små partiklar som värmebärare ger en väldigt stor potentiell kontaktyta vilket ökar värmeöverföringen mellan partiklar och bränsle. I processer där specifika kemiska reaktioner önskas kan den stora kontaktytan även användas för att få katalysatorliknande egenskaper. Detta genom att övertäcka med, eller välja partiklar av, ett material med katalysatorliknande egenskaper för den önskade reaktionen [11].

När en gas flödar genom en bädd av solida partiklar vid en sådan hastighet att friktionen mellan dessa partiklar och gasen blir lika stor eller större än gravitationskraften som verkar på partiklarna kommer de att lyfta från botten av kärlet. Denna suspension av solida partiklar i gasen börjar då bete sig som en fluid. Detta fenomen kallas för fluidisering och är en central aspekt bakom fluidiserande bäddpannor. Den lägsta fluidiseringshastigheten, $u_{m,f}$, för en bädd bestäms på följande sätt enligt Levenspiel och Kunii [12]:

$$u_{mf} = \frac{d_p^2(\rho_s - \rho_g)g\varepsilon_{mf}^3\phi_s^2}{150\mu(1 - \varepsilon_{mf})} \quad (3.1)$$

där d_p är partikeldiametern, ρ_s är partikeldensiteten, ρ_g är gasdensiteten, g är gravitationskonstanten, ϕ_s är partiklarnas sfäricitet, μ är gasens dynamiska viskositet och ε_{mf} är hålrumsvolymen vid minsta fluidiseringshastighet och fås av:

$$\varepsilon_{mf}\left(\varepsilon_{mf}^2 + \frac{150Re_{p,mf}}{\phi_s^2 Ar}\right) = \frac{1,75Re_{p,mf}^2}{\phi_s Ar} + \frac{150Re_{p,mf}}{\phi_s^2 Ar} \quad (3.2)$$

där $Re_{p,mf}$, Reynolds tal för partiklarna vid minsta fluidiseringshastighet, och Ar , Arkimedes tal, ges av följande ekvationer:

$$Ar = \frac{d_p^3\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \quad (3.3)$$

$$Re_{p,mf} = \sqrt{\left(\frac{K_2}{2K_1}\right)^2 + \frac{Ar}{K_1}} - \frac{K_2}{2K_1} \quad (3.4)$$

där K_1 och K_2 är experimentellt bestämda konstanter.

Då bädden fluidiseras kommer partiklarna röra sig ut ur bädden på grund av den fluidiserande gasen och sedan röra sig tillbaka till bädden. Detta refereras till som cirkulation och delas i detta projekt upp i två distinkta kategorier. Den första av dessa kategorier är intern cirkulation. Vid intern cirkulation så rör sig partiklarna först uppåt i stigaren. Partiklarna kommer sedan att falla nedåt i stigaren igen på grund av kollision med andra partiklar, väggarna eller för att fluidiseringshastigheten är för låg för att transportera dem vidare uppåt. Den andra kategorin kallas extern cirkulation. För denna kategori så krävs det att fluidiseringshastigheten är tillräckligt hög för att partiklarna ska ha tillräckligt med energi för att lyfta till toppen av stigaren och via dukten vidare till cyklonen. Cyklonen separerar partiklarna från luften och leder dem ner till partikellåset. Eftersom även partikellåset är fluidiserat kommer de partiklarna som hamnar där rinna vidare tillbaka till stigaren och materialet har då cirkulerat externt.

Om fluidiseringshastigheten är lika stor som partiklarnas terminalhastighet, u_t , så kan partiklarna lyfta och extern cirkulation ske. När detta sker går det att identifiera tre distinkta zoner av varierande partikelkoncentration i stigaren enligt Johnsson och Leckner [13]. Den första av dessa är den tidigare nämnda bädden, här antar partikel- och gassuspensionen egenskaperna av en fluid. I denna första zon är partikelkoncentrationen och densiteten av hela bädden som högst då det fortfarande inte är mycket gas mellan partiklarna. Den andra zonen kallas för skvalpzonen och det är här som gasbubblorna som rört sig genom bädden kastar upp partiklar när bubblorna spricker vid ytan av bädden. Till sist finns en transportzon där de partiklar som har rört sig upp genom bädden och genom skvalpzonen fortsätter att transporteras upp genom stigaren. Det är i den här zonen partikelkoncentrationen är som lägst och den avtar hela tiden med höjden.

3.1.1 Terminalhastighet

Terminalhastighet definieras som den högsta hastigheten en kropp får om den släpps i en fluid från en tillräckligt hög höjd [12]. För att denna hastighet ska uppnås så behöver kraften som trycker kroppen uppåt, luftmotståndet, vara lika stort som gravitationskraften. För att beräkna och modellera partikelflöden krävs i många fall partiklarnas terminalhastighet, u_t . Terminalhastigheten för en given sfärisk kropp i en fluid fås av uttrycket:

$$u_t = u_t^* \left[\frac{\mu(\rho_s - \rho_g)g}{\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (3.5)$$

För att beräkna terminalhastigheten så behöver först partiklarnas dimensionslösa terminalhastighet, u_t^* och dimensionslösa diameter, d_p^* , beräknas med följande ekvationer [12]:

$$d_p^* = d_p \left(\frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \right)^{1/3} \quad (3.6)$$

$$u_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744\phi_s}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad (3.7)$$

Dessa ekvationer ger en terminalhastighet för kopparspartiklarna på 0,820649 m/s. Vid uppskalade förhållanden blir terminalhastigheten 1,659022 m/s.

3.1.2 Dense zone

Vid en tillräckligt hög fluidiseringshastighet lyfter allt bäddmaterial från botten av kärlet och därmed finns ingen packad bädd. Eftersom det vid hög fluidiseringshastighet inte finns någon packad bädd som det kan röra sig bubblor igenom kan det inte heller finnas någon skvalpzon så som den tidigare definierats. Koncentrationen vid dessa omständigheter kan ändå vara hög nära botten av kärlet och därmed likna en skvalpzon till väldigt hög grad. Det är också möjligt att det finns en packad bädd som är så liten att den inte når upp till de första tryckmätarna i stigaren och alltså inte syns i uppmätta data. När det ovan nämnda uppstår kallas zonen för en dense zone och den definieras så att volymförhållandet, δ , mellan bubblor av gasen och det fluidiserade bäddmaterialet är större än 0,5 [14] Detta förhållande beräknas med hjälp av följande ekvation:

$$\delta = \frac{\varepsilon - 1}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad (3.8)$$

och hålrumsvolymen ε ges av:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{dense}}{\rho_s} \quad (3.9)$$

där ρ_{dense} är densiteten för den zonen i botten av stigaren med högst koncentration.

Används δ kan ett undre gränsvärde för ρ_{dense} sättas där det då bedöms vara en dense zone. För de data och värden som gäller då skalmodellen körs så beräknas detta ρ_{dense} till 2497 kg/m³. Vid uppskalade förhållanden så blir ρ_{dense} istället 728 kg/m³.

3.2 Tillbakamixning

Det finns flera mekanismer under de olika zonerna i stigaren vilka gör att partiklarna hindras från att fortsätta uppåt. Dessa mekanismer kallas gemensamt för tillbakamixning. Harris [15] påvisade experimentellt att främst två olika mekanismer bidrar till tillbakamixning i en CFB-panna.

3.2.1 Mekanismen i skvalpzonen

Den första mekanismen dominerar i skvalpzonen och beskriver hur partiklarna kastas upp och faller tillbaka ned till bädden igen. Levenspiel och Kunii visade att mekanismen gör att partikelkoncentrationen avtar exponentiellt från bäddytan enligt [12]:

$$\frac{\rho - x\rho^*}{\rho_x - x\rho^*} = e^{-a(h-H_b)} \quad (3.10)$$

där ρ är koncentrationen av partiklar vid höjden h , ρ_x är partikelkoncentrationen i bädden, $x\rho^*$ är den lägsta partikelkoncentrationen i stigaren, H_b är bäddhöjden och a är en konstant. Konstanten, a , beskriver tillbakamixningen i skvalpzonen. När forskningen inom området fortfarande var relativt ny var teorin enligt Lewis [16] och Walsh [17] att a -värdet enbart var beroende av fluidiseringshastigheten. Detta utvecklades när Johnsson och Leckner [13] visade att a -värdet har ett beroende enligt:

$$a = \frac{4u_t}{u_0} \quad (3.11)$$

vilket menar att konstanten därmed beror både på terminalhastigheten och fluidiseringshastigheten, u_0 . I detta arbete kommer uppmätta data att jämföras med uttrycket i ekvation 3.11 för att se hur väl det stämmer och om ytterligare relationer för a -värdet går att finna.

3.2.2 Mekanismen i transportzonen

Den andra mekanismen dominerar ovanför skvalpzonen i transportzonen där partiklarna rör sig från mitten av stigaren ut till väggarna. Johnsson och Leckner [13] visade att avtagandet i transportzonen beskrivs enligt ekvation 3.12:

$$\rho = \rho_{exit} e^{K(H-h)} \quad (3.12)$$

där ρ_{exit} är koncentrationen i slutet av transportonen, H är höjden av stigaren och K är en konstant. Konstanten, K , beskriver tillbakamixningen i skvalpzonen. K -värdet bestämdes av Johnsson och Leckner [13] vara beroende av fluidiseringshastigheten, terminalhastigheten, massöverföringskoefficienten k och bäddens ekvivalenta diameter, D_e , enligt:

$$K = \frac{4k}{D_e(u_0 - u_t)} \quad u_0 > u_t \quad (3.13)$$

Johnsson och Lecker kombinerade data från Johnsson [18], Werdermann [19] och Couturier [20] och hittade ett förhållande som säger att K -värdet kan approximeras enligt ekvation 3.14.

$$K = \frac{4k}{D_e(u_0 - u_t)} \approx \frac{0,23}{(u_0 - u_t)} \quad u_0 > u_t \quad (3.14)$$

Sambandet i ekvation 3.13 och 3.14 visar att K bör bli lägre vid högre fluidiseringshastighet vilket även det undersöks i detta projekt.

3.2.3 Totala mekanismen

Detta ger att totala tillbakamixningen över de olika zonerna är summan av ekvation 3.10 och 3.12:

$$\rho = (\rho_x - \rho_{enter})e^{-a(h-H_b)} + \rho_{exit}e^{K(H-h)} \quad (3.15)$$

där Johnsson och Leckner [13] presenterar ρ_{enter} som:

$$\rho_{enter} = \rho_{exit}e^{K(H-H_b)} \quad (3.16)$$

vilket kan kombineras med ekvation 3.12 för att få:

$$\rho = (\rho_x - \rho_{enter})e^{-a(h-H_b)} + \rho_{enter}e^{-K(h-H_b)} \quad (3.17)$$

vilket är tillvägagångssättet Djerf et al. [21] har använt.

I skvalpzonen dominerar konstanten a och i transportzonen dominerar konstanten K .

3.3 Tryck till koncentration

Partikelkoncentrationen varierar över pannans höjd. Denna beräknas med tryckskillnaden mellan två tryckmätare. Koncentrationen beräknas vid höjden mellan två tryckmätare. Koncentrationen mellan två mätare kan räknas ut med Bernoullis ekvation enligt ekvation 3.18 [22]:

$$\Delta p = \rho g \Delta h \quad (3.18)$$

Genom att använda detta samband tillsammans med den uppmätta tryckskillnaden och höjden mellan tryckmätarna fås den totala densiteten av fluiden, alltså densiteten av partikel- och gasblandningen, ρ_{fluid} . För att beräkna partikelkoncentrationen plockas fraktionen av partiklar i gasblandningen, $X_{fraktion}$, fram enligt ekvation 3.19:

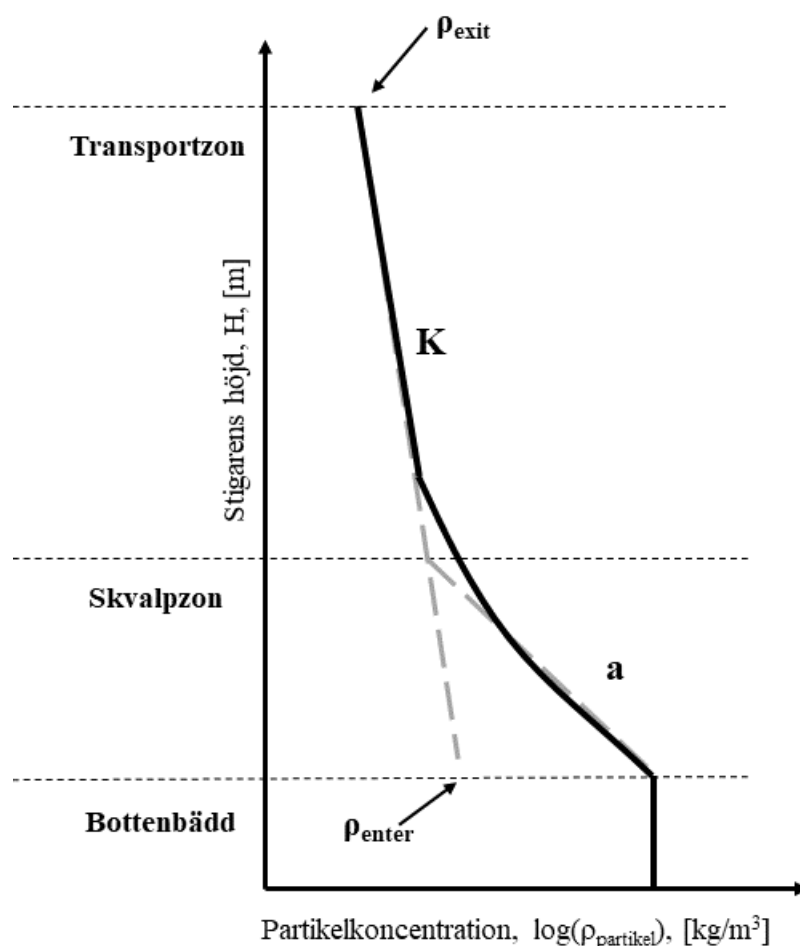
$$X_{fraktion} = \frac{\rho_{fluid} - \rho_g}{\rho_s - \rho_g} \quad (3.19)$$

där ρ_{fluid} är densiteten av partikel- och gasblandningen, ρ_g är gasens densitet och ρ_s är partiklarnas densitet. Gasens och partiklarnas separata densiteter är givna. Partikelkoncentrationen, C_{part} , fås sedan enligt ekvation 3.20:

$$\rho = X_{fraktion}\rho_s \quad (3.20)$$

3.4 Koncentration in i och i slutet av transportzonen

För att beskriva hur mycket material som går in i transportzonen används begreppet ρ_{enter} . I Figur 3.1 ses hur partikelkoncentrationen teoretiskt sett varierar över stigarens höjd. Genom att förlänga linjäriteten över transportzonen kan ρ_{enter} tas fram.



Figur 3.1: Schematisk bild över koncentrationsprofilen över stigarens höjd.

För att kunna beskriva hur stor partikelkoncentrationen är i toppen av stigaren används begreppet ρ_{exit} . Denna variabel beskriver således koncentrationen i toppen av stigaren precis innan dukten, se Figur 3.1.

3.5 Skalningsfaktorer

För att kunna relatera resultat från experimenten i skalmodellen till storskaliga CFB-pannor är skalmodellen designad med dimensionslösa parametrar. Med dimensionslösa parametrar behålls fluidodynamiken vilket gör att resultat som fås fram i skalmodellen sedan kan återskapas i storskaliga CFB-pannor. De dimensionslösa parametrarna bestäms genom att följa Buckingham's II-sats vilken säger att n stycken oberoende parametrar med

k stycken fysiska egenskaper, till exempel längd, massa, energi och tid, kan beskrivas med n minus k stycken dimensionslösa parametrar [23]. I detta fall används Glicksmans förenklade skalningsregler som till skillnad från många andra välkända skalningsregler erbjuder möjligheten att bestämma den fysiska storleken av modellen [24]. Skalningsreglerna ger sju stycken dimensionslösa parametrar:

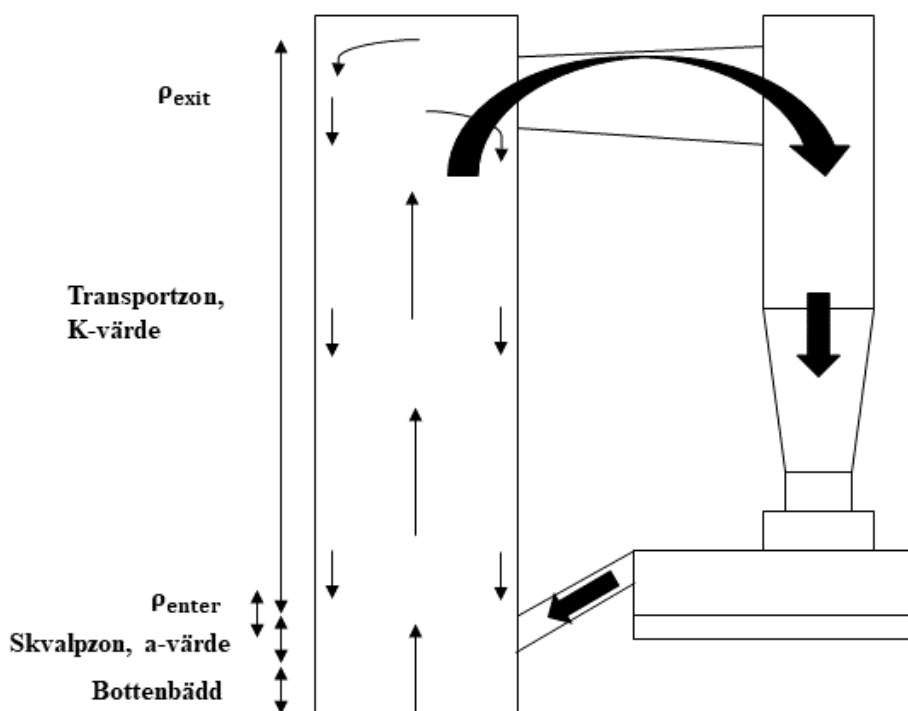
$$\frac{u_0^2}{gD_e}, \frac{\rho_s}{\rho_g}, \frac{u_0}{u_{mf}}, \frac{G_s}{\rho_s u_0}, \frac{h}{D_e}, \phi, PSD \quad (3.21)$$

där u_0 är fluidiseringshastigheten på gasen, g är gravitationskonstanten, D_e är ekvivalenta bädddiametern, ρ_s densiteten av partiklarna, ρ_g densiteten av gasen, d_p partikeldiametern, G_s partikelfluxet i stigaren, h höjden av modellen, ϕ är partiklarnas sfäricitet och PSD är distributionen av partikelstorlek.

4

Metod

Arbetet är indelat i två delar. En experimentell del där data har samlats in och en analytisk del där den insamlade datan har analyserats. Då arbetet är fokuserat på koncentrationsfördelningen av partiklar i stigaren samt beetendet av partiklarna vid specifika delar av skalmodellen är analysen uppdelad enligt samma delar. Figur 4.1 visar en principskiss över de olika nyckelpunkterna som studeras samt var de uppstår. När de olika nyckelpunkterna presenteras nedan kommer de nyckelpunkter som uppstår närmast botten av stigaren att presenteras först. Ett undantag för detta är ρ_{enter} som presenteras senare i kapitlet då en linjär regression för transportzonen först måste beräknas.



Figur 4.1: Principskiss av skalmodellen med positioner för utmärkande nyckelpunkter. De tunna pilarna visar hur partiklarna cirkulerar internt i modellen medan de tjockare pilarna visar hur partiklarna cirkulerar externt.

4.1 Experimentell del

Experimenten utfördes på en existerande kall skalmodell av en CFB-panna. Nedskalningen av CFB-pannan har skett enligt Glicksmans förenklade skalningsregler [24], se mer

om skalning i avsnitt 3.5. Genom användning av denna metod för nedskalning bevaras de fluidodynamiska egenskaperna från den fullskaliga CFB-pannan till skalmodellen.

För att få fram data som är representativ över ett stort område på arbetets experimentdel fanns kördes skalmodellen enligt en testmatris, se Bilaga A. Testmatrisen framtogs för att alla värden som var möjliga med skalmodellen och av intresse skulle kunna undersökas. Tryckfallet i modellen samt luftflödet till fluidiseringen varierades enligt testmatrisen. Luftflödet varierades mellan 0-1,4 m/s vilket gav ett tryckfall mellan 0,4-1,85 kPa. Det motsvarar 0-5,0 m/s respektive 1,6-7 kPa uppskalat.

Vid starten av varje experiment rampades luftflödet långsamt upp till en hög hastighet för att allt material i botten av stigaren skulle fluidiseras och jämnt fördelas över bottenplattan. När allt material var fluidiserat sänktes lufthastigheten till det önskade värdet som skulle undersökas. Modellen tilläts stabiliseras i 60 sekunder på ansatt nivå för att undvika fluktationer i mätningarna som gjordes under 120 sekunder.

När alla önskade lufthastigheter hade undersökts för det befintliga tryckfallet så behövde körningen av skalmodellen upphöra för att tryckfallet skulle kunna ökas ytterligare. Då tryckfall är kopplat till mängden bäddmaterial så krävs en påfyllning av bäddmaterial för att uppnå högre värden på tryckfallet. Efter att påfyllning av bäddmaterial var klar upprepades experimentet.

Trycket i stigaren mäts med hjälp av 15 stycken tryckmätare. Tryckmätarna sitter utplacerade på olika höjdnivåer i stigaren med tätast intervall närmast botten. Trycket mäts relativt föregående tryckmätare och för att få ett totaltryck på respektive höjdnivå summeras alla föregående mätningar. Utöver de 15 stycken aktivt använda tryckmätarna finns det även tre tryckmätare som mäter trycket gentemot atmosfär för att kunna kontrollera att det summerade trycket över tryckmätarna är korrekt och för att stora fel inte ska ackumuleras genom mätningen.

4.2 Analytisk del

Datan samlades in med hjälp av programmet LabVIEW för att sedan överföras till Excel. I Excel analyserades datan. I nedanstående avsnitt kommer de metoder som har använts för att analysera datan i Excel att beskrivas. Olika krav och villkor som har satts upp för att ta fram olika parametrar kommer även att beskrivas.

Mätningarna som analyserades i arbetet delades in i fyra olika kategorier utifrån tre olika krav. De fyra kategorierna är bädd, dense zone, linear zone samt ingen bädd. Det första kravet är huruvida mätningens tryckprofil uppfyller linjäritet över de tre första tryckmätarna eller inte. För det andra kravet samt tredje kravet undersöks mätningens koncentration. Då koncentrationen är beräknad mellan två tryckmätare är antalet koncentrationvärden som fås ut därmed mindre än antalet tryckmätare. Om koncentrationen är större än tidigare beräknade ρ_{dense} på mer än en punkt uppfyller mätningen det andra kravet. Om koncentrationen däremot är större än ρ_{dense} på endast en punkt uppfyller mätningen istäl-

let krav tre. För en sammanfattning av kraven som kommer användas nedan se Tabell 4.1.

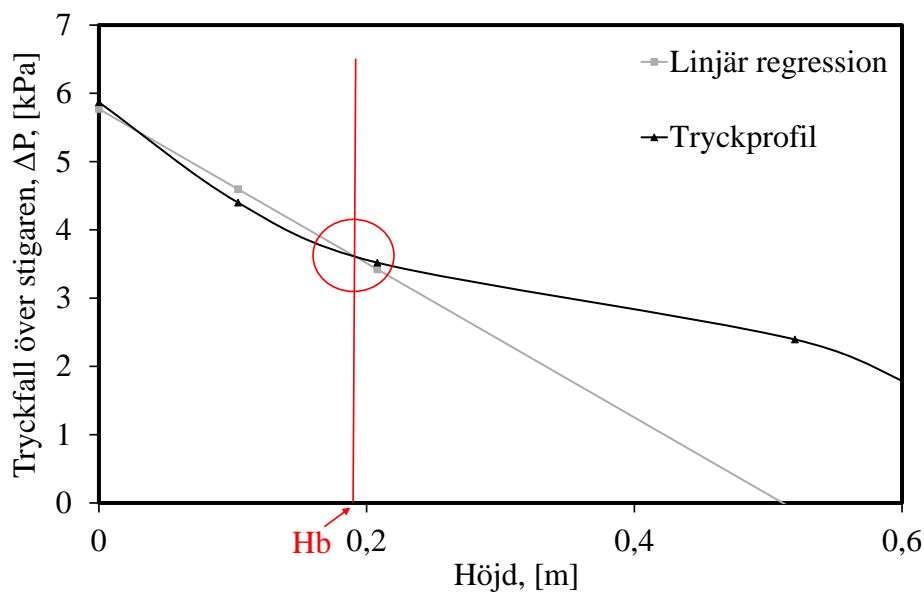
Tabell 4.1: Förklaring av kategorierna bädd, dense-, linear zone och ingen bädd.

| Kategori | Krav |
|-------------|--|
| Bädd | Linjäritet över minst tre punkter. Koncentration $> \rho_{dense}$ över minst två punkter. |
| Dense zone | Ingen linjäritet. Koncentration $> \rho_{dense}$ på minst en punkt. |
| Linear zone | Linjäritet över minst tre punkter. Koncentration $> \rho_{dense}$ på minst en punkt. |
| Ingen bädd | Ingen linjäritet. Koncentration $< \rho_{dense}$ på samtliga punkter. |

Resultaten sammanställs sedan och ritas upp mot variabler som tryckfall och fluidiseringshastighet. Sedan identifieras trender och jämförs med liknande forskning vilket presenteras i kapitel 5 och 6.

4.2.1 Bäddhöjd

När höjden på bädden ska bestämmas undersöks tryckprofilen över stigaren. Om en bädd existerar kommer tryckfallet att vara linjärt över de punkter där bädden finns. Kraven för att området ska bedömas som bädd i detta projekt är att tryckprofilen ska vara linjär över minst tre punkter där determinationskoefficienten, R^2 , ska vara över 0,85 samt att koncentrationen mellan dessa punkter ska vara större än ρ_{dense} , alltså 728 kg/m^3 . Detta innebär att krav 1 och krav 2 som tidigare beskrivits är uppfyllda för kategorin bädd. Om en bädd bedöms finnas så används en linjär regression för att skapa en ekvation för det linjära tryckfallet. Den linjära regressionen målas sedan upp mot stigarens höjd i samma graf som tryckprofilen för fallet. Där den linjära regressionen skär tryckprofilen bedöms bäddhöjden, H_b , infinna sig, se Figur 4.2.



Figur 4.2: Graf som visar bäddhöjden genom skärningen mellan den linjära regressionen och tryckprofilen.

4.2.2 Dense zone och linear zone

I de fall då endast krav 3 är uppfyllt anses datapunkten hamna i kategorin dense zone. Här återfinns alltså en koncentration mellan den första och den andra tryckmätaren på över 728 kg/m^3 men ingen linjäritet i tryckprofilen kan tas fram. Därmed kan ingen bäddhöjd bestämmas. På grund av den höga koncentrationen bedöms det dock troligt att en bädd faktiskt existerar i mätningen.

Om koncentrationen är högre än 728 kg/m^3 mellan den första och andra tryckmätaren samtidigt som en linjäritet över tre punkter kan tas fram bedöms denna analyspunkt att vara en här kallad linear zone. Det innebär att krav 1 och krav 3 är uppfyllda. I arbetet innebär linear zone att det troligt finns en bädd men på grund av det uppsatta koncentrationskravet kan inte detta bestämmas säkert. På grund av linjäriteten i tryckprofilen kommer dock en bäddhöjd att tas fram.

I de fall där varken linjäritet eller en koncentration på över 728 kg/m^3 hittas benämns mätningen inte ha någon bädd. I Tabell 4.2 kan en sammanfattning ses över vilka kategorier som måste uppfylla vilka krav. Om kravet är gråmarkerat innebär det att mätningen måste uppfylla det kravet för att tillhöra den kategorin.

Tabell 4.2: Förklaring av kategorierna bädd, dense-, linear zone och ingen bädd.

| | Krav 1 | Krav 2 | Krav 3 |
|-------------|--------|--------|--------|
| Bädd | | | |
| Dense zone | | | |
| Linear zone | | | |
| Ingen bädd | | | |

4.2.3 Skvalpzon

I bädden innan skvalpzonen existerar bubblor vilka lyfter upp partiklarna. När bubblorna stigit upp ur bädden spricker de vid ytan och partiklar kastas upp i den så kallade skvalpzonen. Alla dessa partiklar som lyfts upp i skvalpzonen når dock inte hela vägen fram till transportzonen. Istället sker en viss tillbakamixning av partiklarna tillbaka till bädden, denna sker utmed hela skvalpzonen. Processen där partiklar faller tillbaka ner till bädden under skvalpzonen beskrivs av a -värdet som är den exponenta konstanten, a , i ekvation 3.10, avsnitt 3.2.1.

Tillbakamixningen till bädden bestäms genom att ta en linjär regression över koncentrationsprofilen i skvalpzonen där koncentrationen har visats med en logaritmisk axel då tillbakamixningen av partiklar sker exponentiellt enligt avsnitt 3.2.1. Koncentrationsprofilen är dock inte alltid linjär över skvalpzonen. Det kan bero på ojämn luftfördelning eller att bubblorna ger interferens. Trots det används en linjär regression som ger ett medelvärde över hela skvalpzonen höjd. Var skvalpzonen existerar avgörs genom att bestämma var bädden slutar och transportzonen börjar. Både bädden och transportzonen är linjära, så området mellan dessa är skvalpzonen.

4.2.4 Transportzon

Även i transportzonen sker en tillbakamixning av partiklar som är beskriven i avsnitt 3.2. I transportzonen finns det inga bubblor som spricker och eventuell interaktion mellan partiklar försummas vilket gör koncentrationsprofilen mycket jämnare jämfört med skvalpzonen. Till skillnad från skvalpzonen så är det bara lyftkraften från luften som påverkar. Partiklarna har en exponentiell tillbakamixning med avseende på höjd så här är koncentrationsprofilen återigen linjär då koncentrationen visats med en logaritmisk axel. En linjär regression över transportzonen ger därmed K -värdet.

4.2.5 Koncentration in i och i slutet av transportzonen

För att bestämma partikelmängden som går in i transportzonen, ρ_{enter} , ritas transportzonen linjära regression upp mot höjden. Om en bädd existerar i fallet som undersöks så räknas koncentrationen ut av den linjära regressionen vid bäddhöjden. Om ingen bädd

existerar så tas koncentrationen vid höjden 0.

För att bestämma koncentrationen högst upp i stigaren, ρ_{exit} , används den linjära regressionen för transportzonen återigen. Värdet som den anger vid toppen av stigaren, vid höjden 2,8 meter, är hur mycket material som lyfts ända upp genom stigaren.

5

Resultat

I följande avsnitt presenteras resultatet av de i arbetet framtagna parametrarna. Datapunkternas tryckfall och fluidiseringshastigheter är presenterade i Bilaga A. I graferna delas de olika datapunkterna in i olika intervall för att trender ska bli tydligare. Då en parameter ska visas mot fluidiseringshastigheten delas samtliga datapunkter in i intervall för tryckfallet över stigaren. De tre intervall som skapas går från ett tryckfall på 2,7 kPa till och med 3,7 kPa vilka symboliseras med en cirkel, 4,0 kPa till och med 5,0 kPa vilka symboliseras med en triangel samt 5,1 kPa till och med 6,1 kPa vilka symboliseras med en kvadrat. På liknande sätt skapas tre nya intervall i de fall då den undersökta parametern ska visas mot tryckfallet över stigaren. I detta fall skapas tre stycken fluidiseringshastighetsintervall enligt följande: 0,6 m/s till och med 1,8 m/s, 1,9 m/s till och med 3,1 m/s samt 3,5 m/s till och med 4,7 m/s, vilka symboliseras med cirkel, triangel respektive kvadrat i stigande ordning med ökande fluidiseringshastighet, se Tabell 5.1 för en sammanfattning.

Tabell 5.1: Intervall för fördelning av tryckfall och fluidiseringshastighet.

| | | |
|---|-------------------------------|---|
| $2,7 < \Delta P_{\text{Stigare}} < 3,7 \text{ kPa}$ | $0,6 < u_0 < 1,8 \text{ m/s}$ | ○ |
| $4,0 < \Delta P_{\text{Stigare}} < 5,0 \text{ kPa}$ | $1,9 < u_0 < 3,1 \text{ m/s}$ | △ |
| $5,1 < \Delta P_{\text{Stigare}} < 6,1 \text{ kPa}$ | $3,5 < u_0 < 4,7 \text{ m/s}$ | □ |

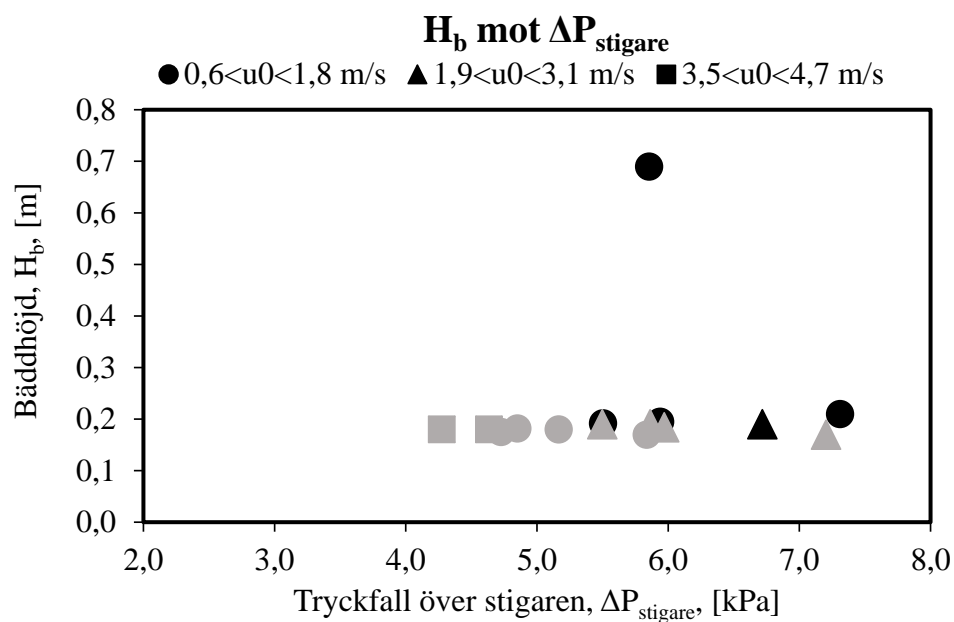
För att kunna visualisera hur de olika kategorierna har en eventuell bäddhöjd har olika symboler använts för att kunna urskilja vilka datapunkter som tillhör kategorierna bädd, dense zone, linear zone och ingen bädd. Kategorin bädd visualiseras med en helfylld svart symbol, dense zone med en helfylld grå symbol med svart kant, linear zone med en helfylld grå symbol och kategorin ingen bädd visualiseras med en tom symbol med svart kant, se Tabell 5.2.

Tabell 5.2: Förklarande symboler för de fyra olika kategorierna, bädd, dense zone, linear zone och ingen bädd.

| | |
|-------------|---|
| Bädd | ▲ |
| Dense zone | △ |
| Linear zone | ▲ |
| Ingen bädd | △ |

5.1 Bäddhöjd mot tryckfall

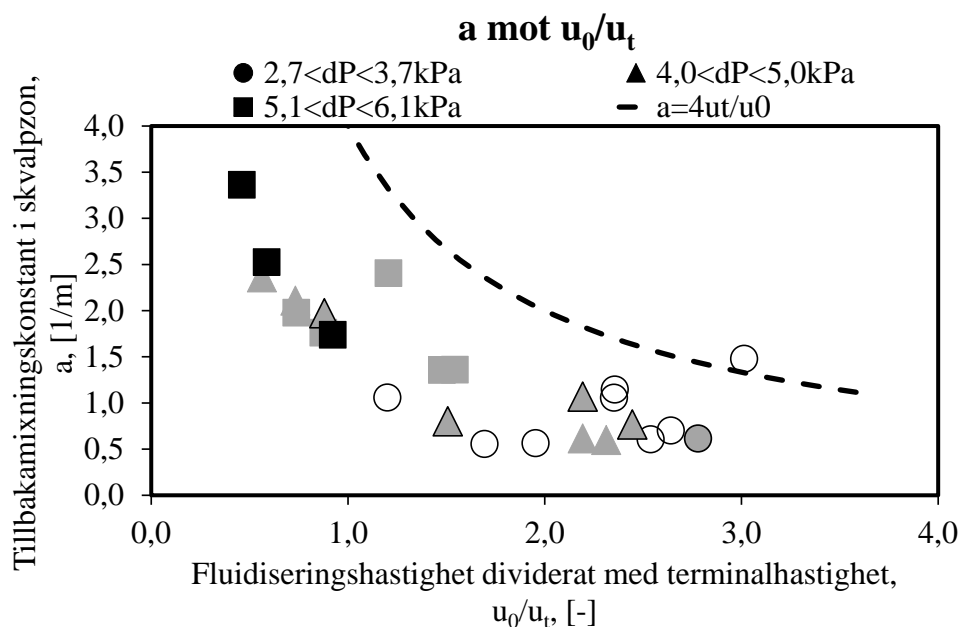
Tidigare forskning och teori visar att när bäddhöjden visualiseras mot tryckfallet ska en ökning ske när tryckfallet ökar [21]. Det syns inte i Figur 5.1 vilket kan ha flertalet orsaker och diskuteras närmare i avsnitt 6.1. Då bäddhöjden inte varierar märkbart är det inte någon stor idé att visualisera andra undersökta parametrar mot bäddhöjden. Istället så används tryckfallet för att visa en ökning av material i nästkommande avsnitt.



Figur 5.1: Bäddhöjden, H_b , mot tryckfallet över stigaren, $\Delta P_{\text{stigare}}$. Ifyllda datapunkter indikerar bädd och grå punkter är linear zone.

5.2 Tillbakamixning i skvalpzon

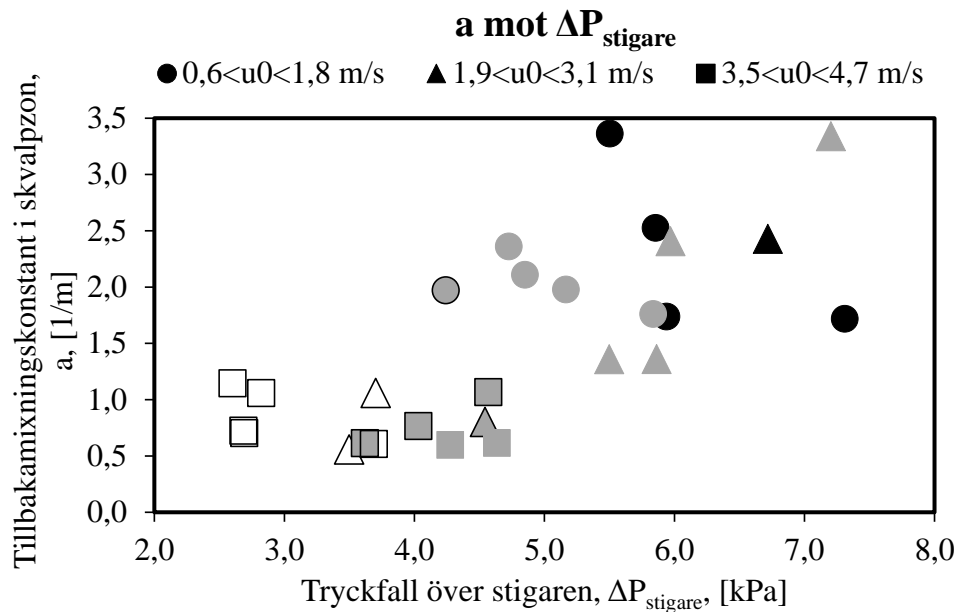
I Figur 5.2 visas det hur a -värdet varierar med fluidiseringshastigheten u_0 dividerat med terminalhastigheten u_t . De olika datapunkterna är även grupperade i olika intervall utifrån deras tryckfall som tidigare beskrivet. Det kan i Figur 5.2 ses att a -värdet sjunker med ökande hastighet. I och med detta minskar även tillbakamixningen av partiklar i skvalpzonen där partiklarna faller tillbaka ner till bottenbädden av modellen med ökande hastighet. I det lägsta tryckfallet tillhör majoriteten av datapunkterna ingen bädd och a -värdena för dem är relativt konstanta. För de andra två tryckfallen kan liknande trender ses där, likt ovan beskrivet, a -värdet sjunker med ökande hastighet. Den streckade linjen i figuren beskriver Johnsson och Leckners [13] framtagna samband över hur a -värdet bör variera med hastighetskvoten. Datapunkternas trender följer ganska väl Johnsson och Leckners [13] samband, dock med en viss förskjutning.



Figur 5.2: a -värdet visat mot u_0/u_t samt Johnsson och Leckners samband för a -värdet [13]. Ifyllda datapunkter indikerar bädd, gråa punkter med svart kant är dense zone, gråa punkter är linear zone och för ofyllda punkter kunde ingen bädd hittas.

I Figur 5.3 visas a -värdet mot tryckfallet över stigaren för varje datapunkt. Då figuren studeras översiktligt kan det ses att då stigarens tryckfall ökar så stiger även a -värdet. Datapunkterna i det lägsta hastighetsintervallet är utspridda och någon trend är svår att se. I datapunkterna för det näst högsta hastighetsintervallet går det att se en tydlig trend där a -värdet ökar med tryckfallet. I intervallet med högst hastighet ses ett ganska konstant a -värde vid ganska låga tryckfall över stigaren. Datapunkterna innehållande bäddpunkter verkar även te sig mot högre tryckfall medan de punkter utan bädd ligger vid lägre

tryckfall, vilket överrensstämmer med teorin.

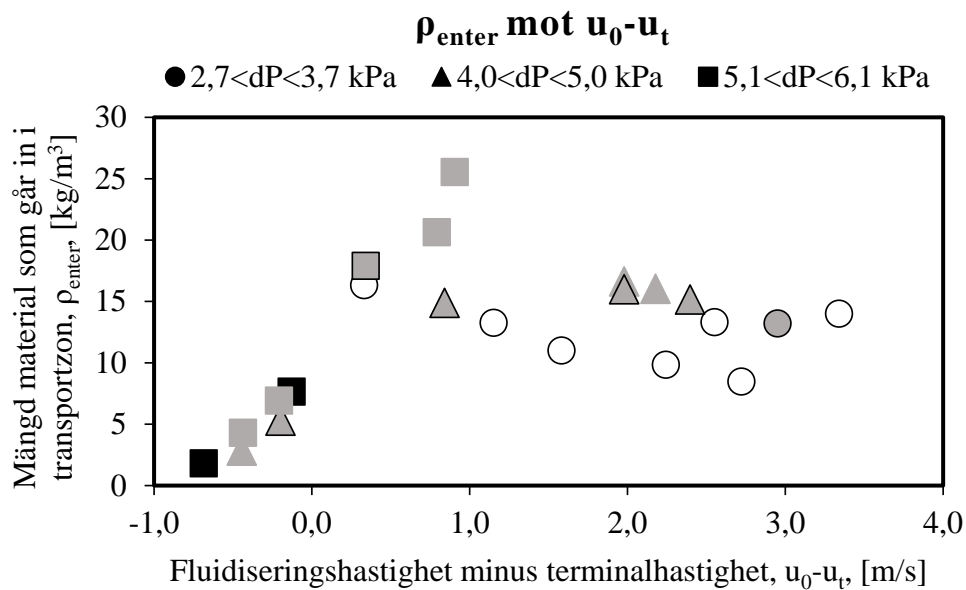


Figur 5.3: a -värdet visat mot tryckfallet ΔP . Ifyllda datapunkter indikerar bädd, gråa punkter med svart kant är dense zone, gråa punkter är linear zone och för ofyllda punkter kunde ingen bädd hittas.

5.3 Koncentration in i transportzon

Efter det att transportzonen bestämt och matematiska modellen byggt upp enligt avsnitt 4.2.4 bestäms ρ_{enter} enligt avsnitt 4.2.5.

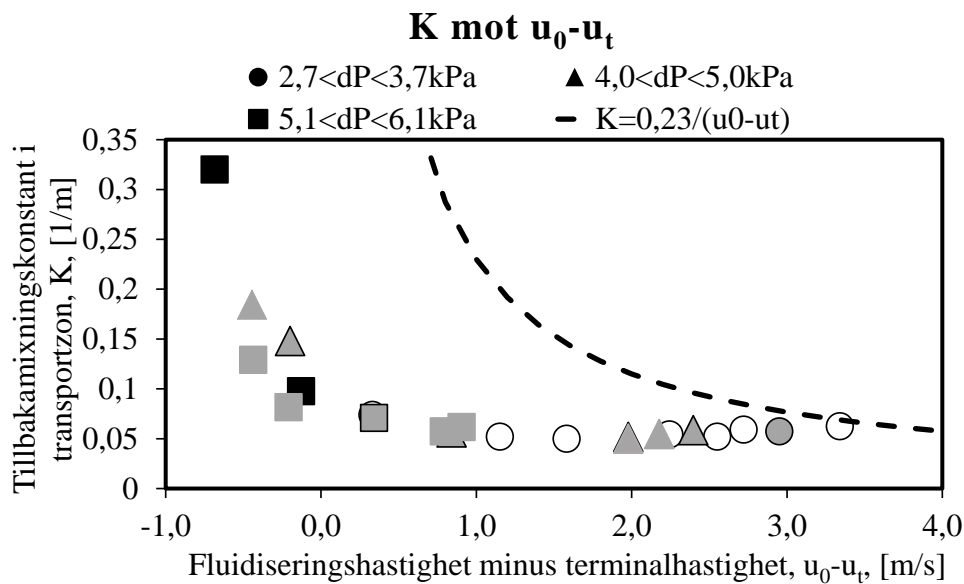
ρ_{enter} har visualiserats mot fluidiseringshastighet subtraherat med terminalhastighet i Figur 5.4. I figuren fortsätter datapunkterna med högst tryckfall att öka mot fluidiseringshastigheten medan ökningen för datapunkterna med näst högst tryckfall minskar runt $u_0 - u_t \approx 0,85$ m/s. Ingen ökning kan urskiljas över de datapunkter med lägst tryckfall, snarare kan en svag minskning tydas. Alla datapunkter med högst tryckfall har bädd eller har bedömts vara en dense zone eller linear zone. Även dataserien med tryckfall 4,0-5,0 kPa består av datapunkter som möjligtvis är bädd. Generellt så har den minsta serien har ingen bädd. Det syns en trend att ρ_{enter} är större desto större tryckfall med undantag för en datapunkt i den lägsta kategorin.



Figur 5.4: ρ_{enter} mot $u_0 - u_t$ indelat i tryckfallsgrupperingar. Ifyllda datapunkter indikerar bädd, gråa punkter med svart kant är dense zone, gråa punkter är linear zone och för ofyllda punkter kunde ingen bädd hittas.

5.4 Tillbakamixning i transportzon

I Figur 5.5 visas hur tillbakamixningskonstanten för transportzonen, K , beror på fluidiseringshastigheten för olika tryckfallsintervall samt Johnsons och Leckners samband för K -värdet som tas upp i ekvation 3.14 i avsnitt 3.2.2.

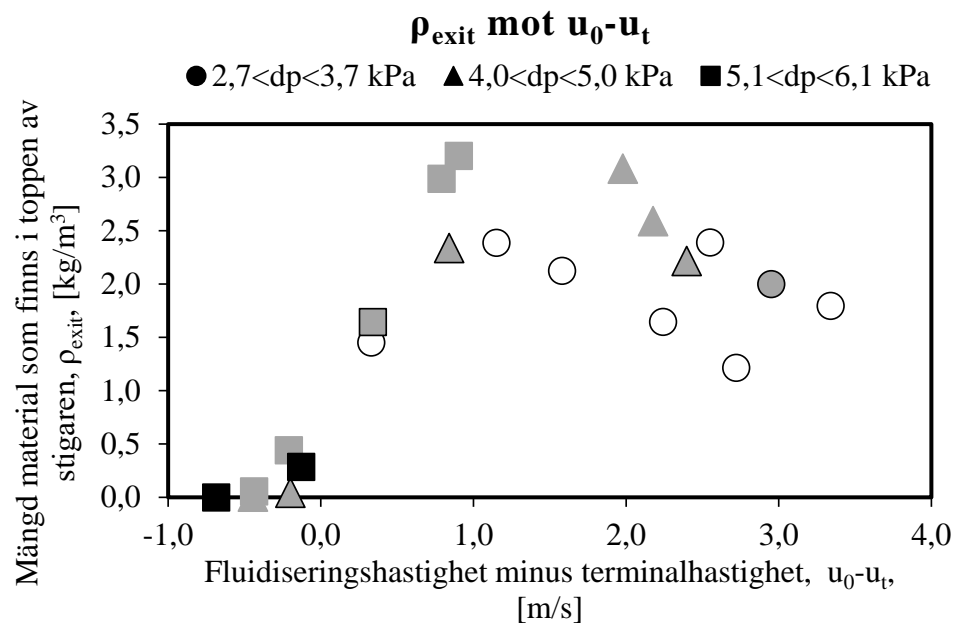


Figur 5.5: K mot $u_0 - u_t$ indelat i tryckfallsgrupperingar med samt Johnsson och Leckners samband för K -värdet [13]. Ifyllda datapunkter indikerar bädd, gråa punkter med svart kant är dense zone, gråa punkter är linear zone och för ofyllda punkter kunde ingen bädd hittas.

Grafen i figuren visar två stycken tydliga trender. Den första är att värdet på K är högt vid låg fluidiseringshastighet men minskar då fluidiseringshastigheten ökar och planar ut och blir relativt konstant då $u_0 - u_t \approx 1$. Vid högre fluidiseringshastighet syns alla mätpunkter som inte visar något tecken på bädd och inga bestämda bäddar kan hittas. Den andra trenden som ses i grafen är att de punkter där K är högre, vid låg fluidiseringshastighet, även har ett högre tryckfall än vid högre fluidiseringshastighet. Resultaten följer trenden som observeras av Johnsson och Leckner [13] förutom en förskjutning av uppmätta värden. Lik som Johnsson och Leckner [13] fann så syns även en ökad spridning av mätdata då $u_0 - u_t < 1$. Ytterligare ett anmärkningsvärt fenomen som de erhållna mätdata antyder är att det kan gå att urskilja en svag ökning av K igen vid högre fluidiseringshastigheter, då $u_0 - u_t > 1,5$.

5.5 Koncentration längst upp i stigaren

För att kunna analysera koncentrationen i toppen av stigaren, mellan de olika datapunkterna, visas koncentrationen mot fluidiseringshastigheten, se Figur 5.6.



Figur 5.6: ρ_{exit} mot u_0-u_t indelat i olika tryckfall. Ifyllda datapunkter indikerar bädd, gråa punkter med svart kant är dense zone, gråa punkter är linear zone och för ofyllda punkter kunde ingen bädd hittas.

I serien med lägst tryckfall är majoriteten av datapunkterna utan bottenbädd. Dessa punkter ligger oordnade och utspridda vilket gör att trender är svåra att läsa av. I den andra serien, med tryckfallet 4-5 kPa, är punkterna antingen i kategorin linear zone eller dense zone. Undersöks punkterna så syns det att koncentrationen ökar med ökande fluidiseringshastighet. Dataserien visar även att ökningen avtar något vid $u_0-u_t \approx 0,85$. I dataserien med högst tryckfall, som är en kombination av punkter med bädd, linear zone samt dense zone, syns det hur koncentrationen ökar linjärt med fluidiseringshastigheten.

6

Diskussion

De trender som har erhållits i resultaten stämmer överens med trender som tidigare forskning visat vilket tyder på att trenderna är välgrundade [13] [21]. Då skalmodellen använder ett skalat bäddmaterial ger detta arbete ett resultat som bättre speglar storskaliga CFB-pannor. Intressant att observera är a - och K -värdenas avvikelse från Johnsson och Leckners [13] samband som presenteras i avsnitt 3.2. Djerf et al. [21] har observerat liknande avvikelse vilket ger anledning till att vidare utforska denna. Vidare bör det undersökas mer varför ökningen av ρ_{enter} och ρ_{exit} minskar och hur det är kopplat med partikelfluxet i den interna och den externa cirkulationen.

Till skillnad från detta arbete som utfördes i en kall skalmodell av en komersiell CFB-panna var Johnssons och Leckners [13] experiment utförda på en varm CFB-panna som hade mindre dimensioner. Ytterligare en skillnad är att ett skalat material användes i det här arbetet medan Johnsson och Leckner [13] använde tre olika bäddmaterial med varierande diameter vilket gav tre olika terminalhastigheter. Djerf et al. använde samma skalmodell som det här arbetet men utan ett skalat material [21]. Sambanden som Johnsson och Leckner [13] presenterade är framtagna för ett tryckfall i stigaren över 7 kPa vilket ingen av datapunkterna i detta arbete överstiger. Djerfs et al. arbete [21] presenterar resultat där tryckfallet varierar från 0,5-5,7 kPa vilket är mer jämförbart med det här arbetet.

6.1 Bäddhöjd mot tryckfall

Då Figur 5.1 inte visar någon speciell variation med bäddhöjden mot tryckfallet när tidigare forskning och teori visar att det ska finnas samband kan inga slutsatser göras. Det som kan ha påverkat resultatet är att upplösningen av tryckmätarna, närmare bestämt mellan den tredje och fjärde, inte är tillräcklig hög för att ta ut den egentliga bäddhöjden. Teoretiskt sett borde det inte ytterligare punkter ha någon påverkan då tryckfallet ska vara linjärt över bädden men praktiskt kommer inte det stämma med tanke på att alla tryckmätare har en felmarginal vilket påverkar lutningen på den linjära regressionen.

Om mer material hade skalmodellen under experimenten hade bäddhöjden överstigit den fjärde tryckmätaren och på så sätt kunnat ge mer variation på bäddhöjden i resultaten. Andledningen till inte mer material tillsattes skalmodellen var att det blev ett tekniskt fel på utrustning som önskades åtgärdas innan fler experiment utfördes. Felet tog längre tid än väntat att åtgärda vilket resulterade i att tid inte fanns för fler experiment.

6.2 Tillbakamixning i skvalpzon

Som kan ses i Figur 5.2 minskar a -värdet med en ökande kvot av fluidiseringshastighet och terminalhastighet. Denna trend faller i linje med det Johnsson och Leckner visar [13]. Datapunkterna i Figur 5.2 faller dock inte helt i linje med Johnsson och Leckners [13] arbete utan kurvan för a -värdet är något förskjutet. Punkterna lägger sig här under det samband Johnsson och Leckner presenterar [13]. En anledning till detta skulle kunna vara att modellen som används i detta arbete är skalad efter en komersiell CFB-panna med andra dimensioner. Modellen i detta arbete har även ett skalat bäddmaterial utefter det bäddmaterial som används i den panna modellen är skalad utefter. Detta kan vara en del av förklaringen till varför datapunkterna inte helt överensstämmer med sambandet.

Det som även noterades ur avsnitt 5.2 var att när samtliga serier i grafen studeras så kommer a -värdet att öka då tryckfallet ökar. Med ett större tryckfall är det mer troligt att en bädd eller alternativt en dense zone eller linear zone existerar. Då det mellersta hastighetsintervallet studeras i Figur 5.3 ses en tydlig trend där a -värdet stiger med tryckfallet. Denna trend tyder på att en eventuellt bädd skulle kunna påverka a -värdet, vilket har visats av Djerf et al. [21]. Djerf et al. menar vidare att även bäddhöjden påverkar a -värdet. Detta beror på att vid en mindre materialmängd uppstår mindre bubblor i bädden än vid en stor materialmängd. Dessa bubblor har inte en lika stor lyftkraft som större bubblor vilket innebär att en mindre mängd material kommer att lyftas upp genom bädden och upp i skvalpzonen där bubblorna spricker [21].

Vad som skiljer detta arbete från Djerfs et al. arbete är att Djerf et al. använde ett oskalat bäddmaterial i en annars lika skalad modell av en CFB-panna [21]. Att bäddmaterialet i skalmodellen inte är skalat kan ha påverkan på de fluiddynamiska egenskaperna vilket kan göra att resultaten skiljer sig åt. Genom att ha ett skalat bäddmaterial blir de fluiddynamiska egenskaperna och därmed resultatet mer representativt för hur resultatet skulle bli i en fullskalig panna. Djerf et al. gör likt detta arbete en jämförelse med Johnsson och Leckners [13] arbete med hänseende till a -värdet. Djerfs et al. a -värden visar en något högre trend än sambandet Johnsson och Leckner presenterar men med samma formkurva. Detta arbete visar istället något lägre a -värden än vad Johnsson och Leckner presenterar [13]. Dessa skillnader kan således bero på den olika utrustning som har använts och med det olika skalat material.

6.3 Koncentration in i transportzon

Att lägre fluidiseringshastigheter generellt har lägre ρ_{entre} är rimligt då kraften att lyfta material minskar. Detta medför också att när fluidiseringshastigheten ökar bör ρ_{entre} även öka eftersom det blir en större lyftkraft, vilket syns i Figur 5.4. Det som är intressant är att ρ_{entre} inte verkar öka i de datapunkter utan bädd, utan snarare minska något. Ökning verkar dessutom minska för serien med tryckfall 4,0-5,0 kPa. Liknande resultat har Djerf et al. iaktagit i sin forskning [21]. Undantaget är att i det här arbetet syns en skillnad på datapunkter med högre tryckfall. Serierna med högre tryckfall verkar ha en högre kon-

centration även när ökningen har avtagit. Att ρ_{entre} ökar med tryckfallet kan förklaras med att större tryckfall pekar på att mer material finns i skalmodellen. Finns det mer material totalt sett bör också mer material finnas som kan lyfta in i transportzonen.

En möjlig anledning till att koncentrationen verkar nå en mättnadspunkt kan vara att den externa cirkulationen är så stor som den kan bli vilket i sin tur begränsar ρ_{entre} . Det är intressant att jämföra serien med lägst tryckfall i ρ_{enter} och ρ_{exit} , Figur 5.4 respektive 5.6. För ρ_{enter} kan en svag minskning tydas med ökad fluidiseringshastighet medan för ρ_{exit} kan en svag ökning tydas. Ökningen sker eftersom K-värdet minskar med fluidiseringshastighet som syns i Figur 5.5. Däremot så borde en ökning av ρ_{exit} ge en ökning av den externa cirkulationen, men eftersom ρ_{enter} inte tyder på det så är det något som påverkar den externa cirkulationen vilket gör att den sjunker. Det tyder på att sambandet som Djerf et al. [21] noterar med uppmätt extern cirkulation mot ρ_{exit} har betydelse. Vidare undersökning om hur ρ_{enter} och ρ_{exit} hör ihop med den externa cirkulationen och vad som påverkar denna bör genomföras.

6.4 Tillbakamixning i transportzon

Ur Figur 5.5 syns det att likt förlusten i skvalpzonen så minskar värdet på tillbakamixningskonstanten K med ökande fluidiseringshastighet. Är fluidiseringshastigheten så hög att hela bädden är fluidiserad så bidrar inte ytterligare ökning av fluidiseringshastighet till lägre K -värden utan de blir då istället konstanta. Som syns i skvalpzonen så syns här alltså samma trend som Johnsson och Leckner visar [13]. Trenden följer Johnssons och Leckners trend väldigt bra bortsett från en förskjutning på cirka 1 m/s. Orsakerna till denna förskjutning diskuteras i avsnitt 6.2 då samma faktorer anses påverka både skvalp- och transportzonen. Ännu en trend som syns i i Figur 5.5 som även Johnsson och Leckner [13] visar är en ökad spridning av K vid låg fluidiseringshastighet vilket ger stöd åt observationen. Det syns även att K är lägre för låga tryckfall, detta är sannolikt för att det då är höga fluidiseringshastigheter och att all bädd därmed är fluidiserad. När detta sker och det inte finns någon packad bädd så cirkulerar redan alla tillgängliga partiklar internt eller externt och därmed kan inte en ökad fluidiseringshastighet öka andelen cirkulerande partiklar ytterligare.

En trend som skiljer sig från både Djerfs et al. [21] resultat och Johnssons och Leckners [13] resultat är höga värden på K även när fluidiseringshastigheten är lägre än terminalhastigheten. Detta är anmärkningsvärt då hastigheten bör vara för låg för att transporta upp mycket material i stigaren. Det finns några fysikaliska förklaringar för detta. En möjlig orsak är att fluidiseringsluften inte distribueras jämnt över distributionsplattan eller genom bädden. En konsekvens av en ojämn distribution kan vara att endast en del av bädden fluidiseras och därmed kan vissa partiklar få mer energi och kastas upp mer. Ytterligare en förklaring kan vara att partiklarna har mycket varierande storlek. Detta skulle betyda att en del av partiklarna får lägre terminalhastighet och då kastas upp vid låga fluidiseringshastigheter. Skillnader i skalning kan också vara en orsak till skillnader i resultat från Djerf et al. [21] och temperatur då experiment utförts en orsak till skillnader från Johnsson och Leckners resultat [13].

Det är även värt att notera att de sista datapunkterna antyder en svag ökning av K med avsikt på fluidiseringshastighet. Eftersom det då inte finns någon bädd vid dessa höga fluidiseringshastigheter så kan fenomenet inte bero på att fler partiklar går upp i skvalpzonen eller transportzonen från en packad bädd som är fallet vid lägre fluidiseringshastighetsökningar. En sådan trend kan ha flera orsaker eller fysikaliska förklaringar. En möjlig förklaring kan vara att vid högre fluidiseringshastighet så ökar även partiklarnas hastighet i stigaren och partikelkollisionernas effekter blir påtagliga. Ökar dessa effekter är det möjligt att partiklarna då hindrar varandra från att nå upp till dukten och cirkulera externt, utan krockar istället in varandra i stigaryväggarna. Eftersom få och väldigt spridda datapunkter uppmättes vid ρ_{exit} vid de aktuella fluidiseringshastigheterna så är det svårt att dra några slutsatser från dem och säga hur den externa cirkulationen påverkas. Vid så höga fluidiseringshastighet är det också sannolikt att mer och mer material går över från den minskande skvalpzonen i botten av stigaren till transportzonen. Det är också viktigt att vara medveten om att vid dessa fluidiseringshastigheter så är det få mätvärden så det är en signifikant risk att den trenden inte är statistiskt representativ.

6.5 Koncentration längst upp i stigaren

Förändringen av materialmängden högst upp i stigaren i Figur 5.6 kan studeras ur två perspektiv. Det första perspektivet är att studera förändringen separat för olika serier. Det kan då upptäckas att materialet har olika beteende vid olika tryckfall. serien med lägst tryckfall i Figur 5.6 består av oordnade punkter som för det mesta saknar bädd. En svag ökning kan dock tydas om medelvärde tas vid olika fluidiseringshastigheter över serien. Utav serien med tryckfall 4,0-5,0 kPa och serien med tryckfall 5,1-6,1 kPa framgår det att koncentrationen ökar med ökande fluidiseringshastighet. Det tyder på att en ökande fluidiseringshastighet resulterar i att en större mängd partiklar kommer att finnas i toppen av stigaren. Liknande koncentrationen in i transportzonen avtar ökningen av serien med tryckfall 4,0-5,0 kPa något vid $u_0 - u_t \approx 0,85$ m/s. Skillnaden mellan ρ_{enter} och ρ_{exit} är att ρ_{enter} får en svag minskning i serien med lägst tryckfall medan ρ_{enter} får en svag ökning. Som diskuterat i avsnitt 6.3 och av Djerf et al. [21] tyder det här på att den maximala externa cirkulationen påverkas av fluidiseringshastigheten. Det andra perspektivet är att studera helheten av grafen ρ_{exit} mot $u_0 - u_t$, med andra ord, att undersöka relationen mellan de olika dataserierna och jämföra dem med varandra. Det framgår att serien med lägst tryckfall generellt har lägst koncentration om data jämförs vid samma fluidiseringshastighet. Samma relation observeras mellan de andra två serierna där den med lägre tryckfall har lägre koncentration. Här ska återigen noteras att serien med tryckfall 2,7-3,7 kPa generellt inte har någon bädd medan de andra dataserierna har datapunkter som är eller möjligtvis är en packad bädd. Detta innebär att vid närvaro av bottenbädd kommer en ökande fluidiseringshastighet resultera i en större partikelkoncentration i toppen av stigaren jämfört med när det inte finns någon bädd. Det sambandet anmärkte även Djerf et al. [21] vilket med det här arbetet kan styrkas.

7

Slutsats

Resultaten visar att konstanterna för tillbakamixing för både skvalpzon och transportzon, a respektive K , är beroende av både fluidiseringshastigheten. Konstanterna verkar även ha ett visst beroende till om det finns en bottenbädd eller inte vilket även tidigare forskning visar på. Vid en så hög fluidiseringshastighet att alla partiklar finns i skvalp eller transportzonen istället för i bädden så planar K ut och blir konstant, eventuellt kan en väldigt liten ökning av K -värdet här observeras. Att K skulle öka vid höga fluidiseringshastigheter är något som inte har framkommit ur tidigare forskning. Flera möjliga faktorer som kan påverka resultaten har tagits upp och diskuterats, ett exempel är hur jämnt det ingående luftflödet har fördelats över stigarens botten. Det är svårt att bedömma huruvida denna ökning är statistiskt representativt i det här arbetet då få mätdata har samlats in för de höga hastigheterna. På grund av detta behöver ytterligare data samlas in för att säkerställa en sådan trend och för att undersöka vad den då beror på.

Undersökningarna på partikelkoncentrationer vid olika delar av stigaren samt K -värdet visar att stigande fluidiseringshastighet resulterar i ökande partikelmängd i toppen av stigaren. Detta kan konstateras oavsett vilket tryckfall det är över stigaren och partikelmängd i botten av den. Det kan även påstås att ökningen av partikelkoncentrationen längst upp i stigaren och i botten av stigaren kommer att avta efter en viss hastighet. Fluidiseringshastighet vid vilket detta sker verkar variera för olika tryckfall. Liknande trend presenteras i Djerf et al. [21] och Karlsson et al. [25]. Från jämförelse av ρ_{enter} och ρ_{exit} vid tryckfall 2,7-3,7 kPa kunde det påpekas att den externa cirkulationen först blir mättad sedan verkar den avta jämfört med ρ_{exit} när fluidiseringshastigheten blir tillräckligt hög, vilket även Djerf et al. [21] påpekar.

Resultaten som har fått kan användas som grund för vidare forskning och för att komplettera de modeller som finns och därmed ge dem bredare empiriskt underlag. Då arbetet är baserat på experiment utfört i en skalad modell med skalat material speglar det storskaliga CFB-pannor mer korrekt jämfört med tidigare resultat och ger därmed grund för forskning som visar liknande trender. Trender går att urskilja men för att säkerställa några slutsatser behövs mer experiment utföras för att få mer data som fyller luckorna i mätområdet som är satt. Samband som borde undersökas mer är hur fluidiseringshastigheten påverkar den externa cirkulationen då den i sin tur påverkar ρ_{enter} och ρ_{exit} . Även varför a - och K -värdet visar en delokalisering av tidigare funna trender bör studeras närmre. Det bör även undersökas huruvida a -värdet har ett beroende av en eventuell bädd och inom detta även om konstanten är beroende av själva bäddhöjden.

Litteraturförteckning

- [1] Boßmann T, Staffell I. The shape of future electricity demand: Exploring load curves in 2050s Germany and Britain. *Energy*. 2015; 90: 1317-1333.
- [2] Carbon Dioxide; 407 ppm [Internet]. California: NASA's Jet Propulsion Laboratory, California Institute of Technology; 2018 [2018-05-08; 2018-05-14]. Tillgänglig från : <https://climate.nasa.gov/vital-signs/carbon-dioxide/>
- [3] Shakun JD, Clark PU, He F, Marcott SA, Mix AC, Liu Z, et al. Global warming preceded by increasing carbon dioxide concentrations during the last deglaciation. *Nature* 2012 Apr 05;484(7392):49-54.
- [4] Energimyndigheten. Energiindikatorer 2003. Eskilstuna: Statens energimyndighet; 2003. ET 19:2003.
- [5] Aniansson Britt H. Ekonomiska styrmedel för miljöns skull. Stockholm: Naturvårdsverket; 2015-12.
- [6] Gulliksson H. Bioenergi i industrin: Handbok. Växjö: Energikontor Sydost, Maraton konsult och Smart Design Illustration. 2014.
- [7] Gilio R, Wehrenberg J. Coal and Biomass VIA CFB. *Advanced materials processes*. April 2009. 27-28
- [8] Hou H, Wang M, Bloynd C, Putsche V. Life-Cycle Assessment of Energy Use and Greenhouse Gas Emissions of Soybean-Derived Biodiesel and Renewable Fuels. *Environmental Science Technology*. 2009; 43: 750-756.
- [9] New technology to recharge your capacity [Internet]. Valmet; 2018 [2018-05-14]. Tillgänglig från: <https://www.valmet.com/energyproduction/energy-production/new-technology/>
- [10] Svensson K. 70 miljoner till forskning om biomassa [Internet]. Eskilstuna: Energimyndigheten; 2017 [2017-10-26;2018-05-11]. Tillgänglig från: <http://www.energimyndigheten.se/nyhetsarkiv/2017/70-miljoner-till-forskning-om-biomassa/>
- [11] Ouyang S, Li X G, Potter O E. Circulating fluidized bed as a catalytic reactor: Experimental study. *AIChE Journal*. Juni 1995; 41: 1534-1542
- [12] Kunii D, Levenspiel O. *Fluidization Engineering*, andra upplagan, MA (USA), 1991.
- [13] Johnsson F, Leckner B. Vertical Distribution of Solids in a CFB-Furnace. I: 13:th International Conference on Fluidized Bed Combustion, 7-10 maj 1995, Orlando. Göteborg, Chalmers University of Technology, 1995, 10.
- [14] Johnsson F, Svensson A, Andersson S, Leckner B, Fluidization regimes in boilers. 8th Int. Conf. on Fluidization; Tours (France). 1995; 129-136

-
- [15] Harris B J, Davidson J F. , Xue Y. Axial and Radial Variation of Flow in Circulating Fluidized Bed Risers. Proceedings. 4th Int. Conf. on CFB, A. A. Avidan ed., Hidden Valley. 1993. pp 103- 107.
- [16] Lewis W K, Gilliland E R , and Lang P M. Entrainment from Fluidized Beds. Chem. Eng. Prog. Symp. Ser. 1962; 58: 38, 65 - 78.
- [17] Walsh, P M , Mayo J E , Beer J M. Refluxing Particles in the Freeboard of a Fluidized Bed. AIChE Symp. Ser. 1984; 80: 234: 119 - 128.
- [18] Johnsson F. Boundary Layers - First Measurements in the 12 MW CFB Research Plant at Chalmers University. Proceedings. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion. E. J. Anthony. ed. ASME, Montreal. 1991, 771 - 776.
- [19] Werdermann C C. Feststoffbewegung und Wärmeübergang in zirkulierenden Wirbelschichten von Kohlekraftwerken. Dr. Thesis. Technische Universität Hamburg-Hamburg. 1992. Verlag Shaker. Aachen.1995.
- [20] Couturier M, Doucette B, Stevens D, Poolpol S, Razbin V. Proceedings. 11th Int. Conf. on Fluidized Bed Combustion. E. J. Anthony. ed. ASME, Montreal. 1991, 107- 114.
- [21] Djerf T, Pallarès D, Johnsson F. Bottom-bed fluid dynamics–Influence on solids entrainment. Fuel Processing Technology. 2018; 173: 112-118.
- [22] White Frank M. Fluid Mechanics: In SI Units. 8:e upplaga. McGraw-Hill Education(Asia); 2016.
- [23] Welty J R, Rorrer G L, Foster D G. Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer: Internationat Student Version. 6e upplaga. New York: John Wiley Sons; 2015
- [24] Glicksman L.R., Hyre M., Woloshun K. Samplified scaling relationships for fluidized bed. Powder Technology. Januari 1993; 77: 177-199.
- [25] Karlsson T, Liu X, Pallarès D, Johnsson F. Solids circulation in circulating fluidized beds with low riser aspect ratio and varying total solids inventory. Powder technology. 2017; 316: 670-376.

A

Bilaga A - TESTMATRISER

| Tryckfall [kPa] Hastighet [m/s] | | | | |
|------------------------------------|-----|-----|-----|-----|
| | 1,6 | 3,0 | 4,6 | 7,0 |
| 0,75 | | | | |
| 1,00 | | | | |
| 1,25 | | | | |
| 1,5 | | | | |
| 1,75 | | | | |
| 2,00 | | | | |
| 2,25 | | | | |
| 2,50 | | | | |
| 2,75 | | | | |
| 3,00 | | | | |
| 3,25 | | | | |
| 3,50 | | | | |
| 3,75 | | | | |
| 4,00 | | | | |
| 4,25 | | | | |
| 4,50 | | | | |
| 4,75 | | | | |
| 5,00 | | | | |

Figur A.1: Tom testmatris.

| Tryckfall [kPa] Hastighet [m/s] | | | | |
|------------------------------------|-----|-----|-----|-----|
| | 1.6 | 3.0 | 4.6 | 7.0 |
| 0.75 | | | | |
| 1.00 | | | | |
| 1.25 | | | | |
| 1.5 | | | | |
| 1.75 | | | | |
| 2.00 | | | | |
| 2.25 | | | | |
| 2.50 | | | | |
| 2.75 | | | | |
| 3.00 | | | | |
| 3.25 | | | | |
| 3.50 | | | | |
| 3.75 | | | | |
| 4.00 | | | | |
| 4.25 | | | | |
| 4.50 | | | | |
| 4.75 | | | | |
| 5.00 | | | | |

Figur A.2: Testmatris med ifyllda dataanalytpunkter.