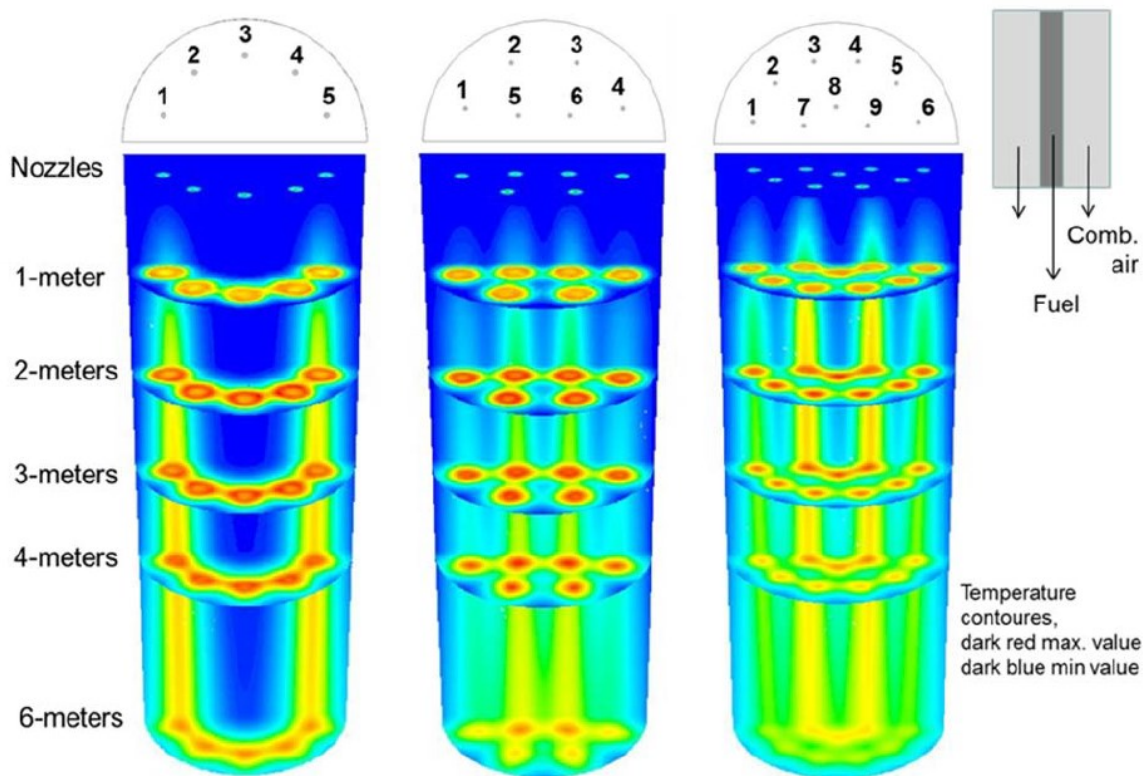


Untersuchung der Flammenausbreitung in Kalkschachtöfen zur Vergleichmäßigung der Qualität und zur Energieeinsparung

E. Specht



Abschlussbericht zum Forschungsvorhaben AiF-Nr. 17490 BG
Untersuchung der Flammenausbreitung in Kalkschachtöfen zur Vergleichmäßigung
der Qualität und zur Energieeinsparung

Forschungsstelle 1:

Forschungsinstitut der Forschungsgemeinschaft
Kalk und Mörtel e.V.
Annastr. 67-71
50968 Köln



Forschungsstelle 2:

Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg
Institut für Strömungstechnik und Thermodynamik
Universitätsplatz 2
39106 Magdeburg



Gefördert durch:

Alle Rechte vorbehalten

Veröffentlichungen und Vervielfältigungen
- auch auszugsweise - nur mit Genehmigung der
Forschungsgemeinschaft Kalk und Mörtel e.V.



Bundesministerium
für Wirtschaft
und Energie

aufgrund eines Beschlusses
des Deutschen Bundestages

Das IGF-Vorhaben AiF 17490 BG der Forschungsvereinigungen Kalk und Mörtel e. V. und der Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg wurde über die AiF im Rahmen des Programms zur Förderung der Industriellen Gemeinschaftsforschung (IGF) vom Bundesministerium für Wirtschaft und Energie aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages gefördert.

Zusammenfassung

In einem vorherigen Forschungsvorhaben wurde ein mathematisches Modell entwickelt, mit dem das Brennen von Kalk in Einschacht-Gegenstromöfen (EG-Öfen) und Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativöfen (GGR-Öfen) simuliert werden kann. Berechnet werden die axialen Verläufe der Gastemperatur, der Kern- sowie der Oberflächentemperatur der verschiedenen Steingrößenklassen, deren Zersetzungsrate und der Abgaszusammensetzung.

Simuliert werden kann u.a. der Energieverbrauch, der Rest-CO₂-Gehalt (Qualität) der Steinklassen, Druckverlust, Wandverluste, Abgastemperatur, Abgaszusammensetzung, Abgasmenge. Variiert werden können u.a. Durchsatz, Luftmenge, Brennstoffart, Steingrößenverteilung, Ofenparameter (Durchmesser, Schüttbetthöhe, Kühlzonenlänge, Wanddicke) und die Stoffwerte des Kalksteins (Zusammensetzung, Zersetzungsdruck, Wärmeleitfähigkeit, Dichte etc.). Das Programm steht allen Unternehmen zur Verfügung und wird bereits vielfältig genutzt. Es trägt somit schon zur verbesserten Wirtschaftlichkeit des Kalkbrennens bei.

In das Programm muss zurzeit noch die Länge der Verbrennung der verschiedenen eingesetzten Brennstoffe willkürlich vorgegeben werden. Die Länge der Flamme und damit die örtliche Wärmefreisetzung bestimmt jedoch mit die maximalen Temperaturen und damit die Qualität des gebrannten Kalkes. In diesem Vorhaben wurde daher die Flammenausbreitung untersucht. Es musste zunächst eine Berechnungsmethode entwickelt werden. Die Strömung wurde mit der eingeführten Methode CFD berechnet. Zur Validierung wurden Versuche durchgeführt. Verschiedene Schüttungen (strukturierte Kugelpackungen mit 52 mm, granulare Schüttungen von 4 mm bis 10 mm) wurden mit Luft durchströmt, wobei Stickstoff mit axialen Lanzen (GGR-Ofen) und radialen Lanzen (Einschacht-Gegenstrom-Ofen) eingedüst wurde. Gemessen wurden die Felder der O₂-Konzentration und der Geschwindigkeit. Beim Real-Partikel-Modell (RPM) wurde direkt die reale Strömung zwischen den Steinen berechnet. Hier ist es für die Berechnung von Bedeutung, wie der Kontakt der Partikel abgebildet wird. Drei Methoden haben sich etabliert: eine Lücke zwischen Partikeln, eine Brücke zwischen den Partikeln und eine Überlappung der Partikel. Es hat sich gezeigt, dass mit der Methode der Lücke zum einen die Versuchsergebnisse am besten wiedergegeben werden können und zum anderen die Rechenzeiten am kürzesten sind. In der Literatur ist die Vermischung von Strahlen in einem Schüttbett noch nicht untersucht worden. Diese Untersuchungen sind auf Wärmeübergang und Druckverlust beschränkt. Hierbei ergeben oftmals die Methoden Brücke und Überlappung eine bessere Übereinstimmung mit Versuchsergebnissen.

Beim Real Partikel Modell bleibt aufgrund der notwendigen feinen Vernetzung und damit hohen Rechenzeit die Berechnung der Strömung auf einen brennernen Bereich beschränkt. Zur Berechnung der reaktiven Strömung im gesamten Ofen, muss die Schüttung als poröses Medium angesehen werden. Die mit dem Porous Media Modell (PMM) berechneten Strömungsmischungen stimmten mit den Messwerten jedoch nur bei Schüttungen aus Sand und Klinker mit Partikeln kleiner als 4 mm überein. Bei den strukturierten Packungen mit den 52 mm Kugeln gab es jedoch signifikante Unterschiede. Daher musste viel Zeit investiert werden, um herauszufinden, wie mit Erhöhung der Porosität, veränderten Turbulenzmodellen und Anpassungsparametern die mit dem PMM berechneten Strömungsfelder mit den Messergebnissen zur Deckung gebracht werden konnte. Mit diesen Anpassungen konnte dann die reaktive Strömung in den gesamten Öfen berechnet werden.

Beim Einschacht-Gegenstromofen ist die Eindringtiefe der radial eingedüsten Strahlen umso höher, je größer das Verhältnis von radialer und axialer Strömung ist. Dies bestätigt die Betriebsweise der Praxis, bei der die Kühlluftmenge auf das nötigste beschränkt bleibt, um möglichst viel Verbrennungsluft mit dem Brennstoff radial einblasen zu können. Die

Eindringtiefe nimmt geringfügig mit der Eindüsgeschwindigkeit zu. Bei größeren Schüttungen dringen die Strahlen etwas tiefer ein als bei feinen Schüttungen. Die Strahlen sind nach etwa einem halben Ofendurchmesser vertikal umgelenkt. Auf dem Weg nach oben findet in radialer Richtung kaum noch eine Mischung statt. Die Flammen strömen daher hauptsächlich als Strahlen nach oben. In Umfangsrichtung findet dagegen relativ schnell eine Strömungsvergleichsmäßigung statt. Mehr als acht über dem Umfang verteilte Düsen tragen daher nicht mehr wesentlich zu einer Strömungs- und damit Temperaturvergleichsmäßigung bei. Die radiale Eindringtiefe der Strahlen ist relativ schlecht. Daher wurde gezeigt, wie die in der Praxis übliche Eindüsung über zwei Brennerreihen mit unterschiedlicher Einstecktiefe der Lanzen zur Strömungsvergleichsmäßigung beiträgt.

Bei der Länge der Flamme wurde gezeigt, wie diese mit der Austrittsgeschwindigkeit der Lanzen und mit dem Partikeldurchmesser leicht ansteigt. Bei Erdgas beträgt die Flammenlänge größenordnungsmäßig 4 m. Bei Öl als Brennstoff ist die Flammenlänge mit 2,5 bis 3 m am kürzesten. Flammenlängen von Braunkohlenstaub liegen dazwischen. Die Ergebnisse werden demnächst in das Simulationsprogramm implementiert.

Das Ziel des Forschungsvorhabens wurde daher erreicht.

INHALTSVERZEICHNIS

1. Forschungsthema	5
2. Wissenschaftlich-technische und wirtschaftliche Problemstellung	5
2.1 Problemstellung	5
2.2 Prozesssimulation	9
2.3 Temperaturmessung im Ofen	12
3. Forschungsziel/Ergebnisse/Lösungsweg	14
3.1 Forschungsziel	14
3.1.1 Angestrebte Forschungsergebnisse	14
3.1.2 Innovativer Beitrag der angestrebten Forschungsergebnisse	15
4. Ergebnisse Entwicklung Strömungssimulation	15
4.1 Experimentelle Untersuchungen	15
4.2 Berechnungen mit dem Real Particle Model (RPM)	19
4.3 Berechnungen mit dem Porous Media Model	20
5. Ergebnisse der Strömungsberechnungen	23
5.1 GGR-Öfen	23
5.1.1 Einzellanze	23
5.1.2 Lanzenfeld	26
5.2 Strahleindringtiefe bei Einschacht-Gegenstromöfen	28
5.3 Flammenlängen	35
6. Gegenüberstellung geplanter und durchgeführter Arbeiten, Verwendung der Zuwendung	37
7. Nutzung der Forschungsergebnisse	38
7.1 Voraussichtliche Nutzung der angestrebten Forschungsergebnisse in KMU	38
8. Wichtige Positionen im zahlenmäßigen Nachweis	38
9. Ergebnistransfer in die Wirtschaft	39
10. Danksagung	43
11. Durchführende Forschungsstelle	43
12. Schrifttumsverzeichnis	44
13. Anhänge	ab 45
Anhang 1: Versuchsergebnisse	
Anhang 2: CFD-Modellierung RPM	
Anhang 3: CFD-Modellierung PMM	

1. Forschungsthema

Untersuchung der Flammenausbreitung in Kalkschachtöfen zur Vergleichsmäßigung der Qualität und zur Energieeinsparung

2. Wissenschaftliche, technische und wirtschaftliche Problemstellung

2.1 Problemstellung

Zur Herstellung von Kalk wird der Rohstoff Kalkstein auf Temperaturen oberhalb 1000 °C erwärmt um das Kohlendioxid abzuspalten ($\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$). Bei diesem Prozess betragen die Kosten für Energie bis zu 60 % der gesamten Herstellungskosten, da Kalk als Massenprodukt nur eine geringe Wertschöpfung besitzt. Da die Preise für Energie weiterhin steigen werden, besteht der Zwang zum einen die Prozesse verstärkt energetisch zu optimieren und zum anderen preiswerte Sekundärbrennstoffe einzusetzen. Darüber hinaus steigen die Qualitätsanforderungen der Kunden. Unter der Qualität wird vornehmlich die Reaktivität des Branntkalkes und der Rest- CO_2 -Gehaltes verstanden. Je nach Anwendungsgebiet werden Kalke mit hoher Reaktivität, wie z. B. in der Stahlindustrie und bei der Rauchgasentschwefelung, mit geringer Reaktivität, wie z. B. in der Bauindustrie, und mit mittlerer Reaktivität, wie z. B. in der Papier-, Lebensmittel- und Pharmaindustrie eingesetzt. Kalkstein ist ein Naturprodukt und weist daher je nach Herkunft und Genese stark unterschiedliche Brenneigenschaften auf. Dennoch wird nach dem Brennprozess vom Kunden eine homogene Kalkqualität erwartet. Der Ofenprozess muss somit auf die spezifischen Kalksteineigenschaften ausgerichtet werden. Die Reaktivität muss über die Brenntemperatur eingestellt werden. Je höher diese ist, desto härter wird der Kalk gebrannt und desto geringer ist die Reaktivität (Turkdogan et al. 1973). Wird der Kalkstein nicht vollständig zersetzt, enthält der aus dem Ofen fallende Kalk entsprechend noch CO_2 , was sich nachteilig auf nachfolgende Anwendungsprozesse auswirkt.

Im Folgenden wird kurz der Ofenprozess beschrieben, bevor auf die Modellierung eingegangen wird. In **Bild 2.1** links ist ein aufgeschnittener Normalschachtofen schematisch dargestellt. Die Kalksteine werden von oben aufgegeben. Auf dem Weg nach unten werden diese vom entgegenströmenden Gas erwärmt, bis die Oberfläche die Gleichgewichtstemperatur erreicht hat, die von der CO_2 -Konzentration im Gas abhängt. Diese Temperatur liegt im Bereich von 820 °C bis 870 °C, da der CO_2 -Gehalt je nach Art des Brennstoffs, eingestellter Luftzahl und CO_2 -Gehalt des Kalksteins variieren kann. Nach dieser sogenannten Vorwärmzone schließt sich die Brennzone an. Am unteren Ende dieser Zone wird Brennstoff und ein Teil der Verbrennungsluft durch zwei übereinander angeordnete Lanzenreihen zugeführt. Von unten strömt vorgewärmte Luft aus der Kühlzone mit in die Brennzone. Die Lanzen ragen etwas in den Ofen hinein, damit das einströmende Gas mit der Kühlluft intensiv vermischt wird und sich über dem Querschnitt möglichst homogene Temperaturen einstellen. Das heiße Verbrennungsgas liefert dann auf dem Weg nach oben die zur Zersetzung notwendige Enthalpie.

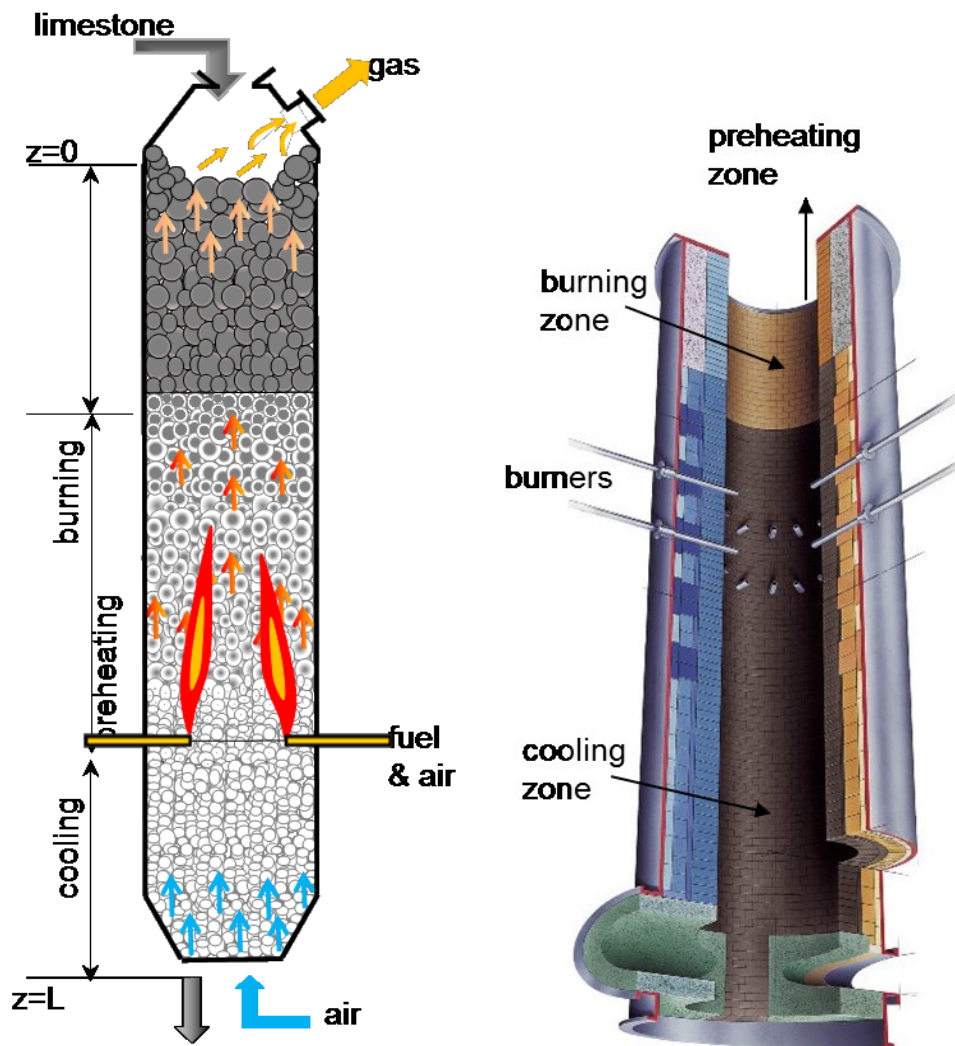


Bild 2.1: Prinzip des Einschacht-Gegenstromofens (EG-Ofen)

Im Bild 2.1 rechts ist auch ein aufgeschnittener Ofen perspektivisch dargestellt. Man erkennt die Lanzen, die über zwei Reihen unterschiedlich tief in den Ofen ragen. Die Lanzen sollen den Brennstoff so im Querschnitt verteilen, dass eine möglichst gleichmäßige Wärmefreisetzung gewährleistet wird. Es ist jedoch nicht bekannt, wie groß die Eindringtiefe des aus den Lanzen tretenden Strahls in die Schüttung ist. Folglich werden die Tiefen der Lanzen nach betrieblicher Erfahrung eingestellt, um über dem Ofenquerschnitt eine homogene Kalkqualität zu brennen. Jeder Ofen besitzt daher individuelle Lanzentiefen. Da die Eindringtiefe nicht bekannt ist und sich auch durch die Steinschüttung verändern kann, weiß man auch nicht, wie der Brennstoff optimal auf die zwei Brennebenen zu verteilen ist. Die Durchmesser der Öfen werden auf etwa 1,3 bis 2,3 m beschränkt, da man bei größeren Durchmessern nicht mehr sicher ist, ob der Brennstoff bis zur Mitte eindringt. Es ist auch nicht bekannt, ob man mit höheren Austrittsgeschwindigkeiten und damit Impulsströmen die Eindringtiefe beeinflussen kann. Stecken die Lanzen sehr tief in der Schüttung, besteht stets die Gefahr, dass diese abbrechen. Ein weiteres Problem besteht darin, dass die Lanzen von der Mündung her mit der Zeit abbrennen und damit kürzer werden. Dadurch wird die Verteilung des Brennstoffs über den Querschnitt verändert. Wie sich dieses auf den Temperaturverlauf und damit die Kalkqualität auswirkt, ist nicht bekannt. Somit ist auch nicht bekannt, nach welchem Abbrand der Lanzen diese spätestens gewechselt werden müssen. Ideal wäre es die Flamme so zu beeinflussen, dass an der Lanzenmündung zu hohe Temperaturspitzen vermieden werden können. Damit könnten die Standzeiten des Ofens verlängert werden. Auch ist nichts bekannt, warum einige Lanzen unterschiedlich schnell abbrennen. Erfahrungen zeigen, dass in ungünstigen Fällen Lanzen bereits nach zwei

Jahren abgebrannt sind. Das Wechseln der Lanzen ist aufwändig, da der Ofen leer gezogen werden muss. Dadurch treten wiederum große Temperaturschwankungen im Mauerwerk im Feuerfestverbund auf, was wiederum dessen Lebensdauer verkürzt. Stecken die Lanzen zu kurz in der Schüttung oder sind zu weit abgebrannt, treten in Wandnähe sogenannte „Hotspots“ in der Schüttung auf. Es besteht dann die Gefahr, dass Mauerwerk des Feuerfestverbundes zerstört wird. Dieses führt wiederum zu weiteren Unterbrechungen des Ofenbetriebes für Reparaturarbeiten.

Es ist auch nicht bekannt, wie viele Lanzen notwendig sind, um den Brennstoff über den Umfang ausreichend homogen zu verteilen. Prinzipiell ist die Verteilung umso gleichmäßiger, je mehr Lanzen über den Umfang verteilt werden. Ist der Abstand der Lanzen zu eng, können jedoch die Steine aus der Schüttung nicht mehr ungehindert absinken. Es bilden sich dann Feststoffbrücken, unter denen Hohlräume entstehen. Dies führt zu auch zu „Hotspots“ in der Schüttung, da die Schüttung sich nicht mehr bewegt und ab einer bestimmten Größe der Hohlräume brechen die Brücken zusammen. Die große Masse der abfallenden Steine bricht die Lanzen ab und kann zu weiteren Schäden am Ofen führen.

Ein weiteres Problem besteht darin, dass nicht bekannt ist, wie der Ausbrand der Flamme und damit ihre Wärmefreisetzung entlang des Weges durch die Schüttung ist. Damit ist auch die Länge der Flamme nicht bekannt. Wie später noch gezeigt werden wird, beeinflusst der Ausbrandverlauf im erheblichen Maße die Temperatur der Kalkpartikel, was wiederum Auswirkungen auf die Qualität hat. Damit ist auch nicht bekannt, wie unterschiedliche Brennstoffe den Temperaturverlauf des Kalkes und damit die Qualität beeinflussen. Dieses macht die Auslegung und den Betrieb von Öfen unsicher, bei denen je nach Standort ein unterschiedlicher Brennstoff vorgegeben ist, beispielsweise Erdgas, Schwachgas, Biogas, Braunkohlenstaub, Steinkohlenstaub, Alternativbrennstoff, jedoch eine bestimmte Kalkqualität garantiert werden muss. Beim Ofenbetrieb ist man unsicher, inwieweit bei Durchsatzschwankungen und damit Schwankungen der Brennstoffzufuhr die Flammenlänge und der Ausbrand sich verändern. Weiterhin ist nicht bekannt, wie ein Brennstoffwechsel sich auswirkt.

Die zur Verbrennung benötigte Luftmenge ist erheblich größer als die zur Kühlung des Kalkes. Die mindestens zu Kühlung benötigte Luftmenge muss so groß sein, dass das Kapazitätsstromverhältnis zwischen Luft und Kalk eins beträgt (Bes et al. 2007). Die Gesamtluftmenge ist je nach eingestellter Luftzahl bis zu 60 % höher. Würde die gesamte Luft durch die Kühlzone geführt, wäre die Kühlung des Kalkes am intensivsten und die Kühlzone könnte verkürzt werden. Dies würde geringere Investitionskosten zur Folge haben. Es wird jedoch ein großer Teil der nicht zur Kühlung notwendigen Luft mit dem Brennstoff über die Lanzen radial eingedüst. Damit verspricht man sich eine verbesserte Verteilung des Brennstoffes im Querschnitt. Wie das Verhältnis Kühlluft zu Lanzenluft die Homogenität beeinflusst, ist nicht bekannt.

Bei dem hier beschriebenen Einschacht-Gegenstromofen treten am Ende der Brennzone sehr hohe Temperaturen auf, wie nachfolgend noch gezeigt werden wird. Damit kann mit diesem Ofentyp ein Mittel- bis Hartbrand erzeugt werden, also Kalk mit einer geringeren Reaktivität. Für die Erzeugung von Weichbrand mit hoher Reaktivität werden sogenannte Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativ (GGR)-Öfen verwendet. Dessen Wirkungsweise ist in **Bild 2.2** dargestellt. Die Steine werden wiederum oben aufgegeben und sinken auf Grund der Schwerkraft nach unten. Die Verbrennungsluft wird bei diesem Ofentyp von oben

zugeführt und strömt damit parallel zu den Steinen. Die Luft wird auf dem Weg durch die Steine auf etwa 900 °C vorgewärmt, bevor sie in die Brennzone tritt.

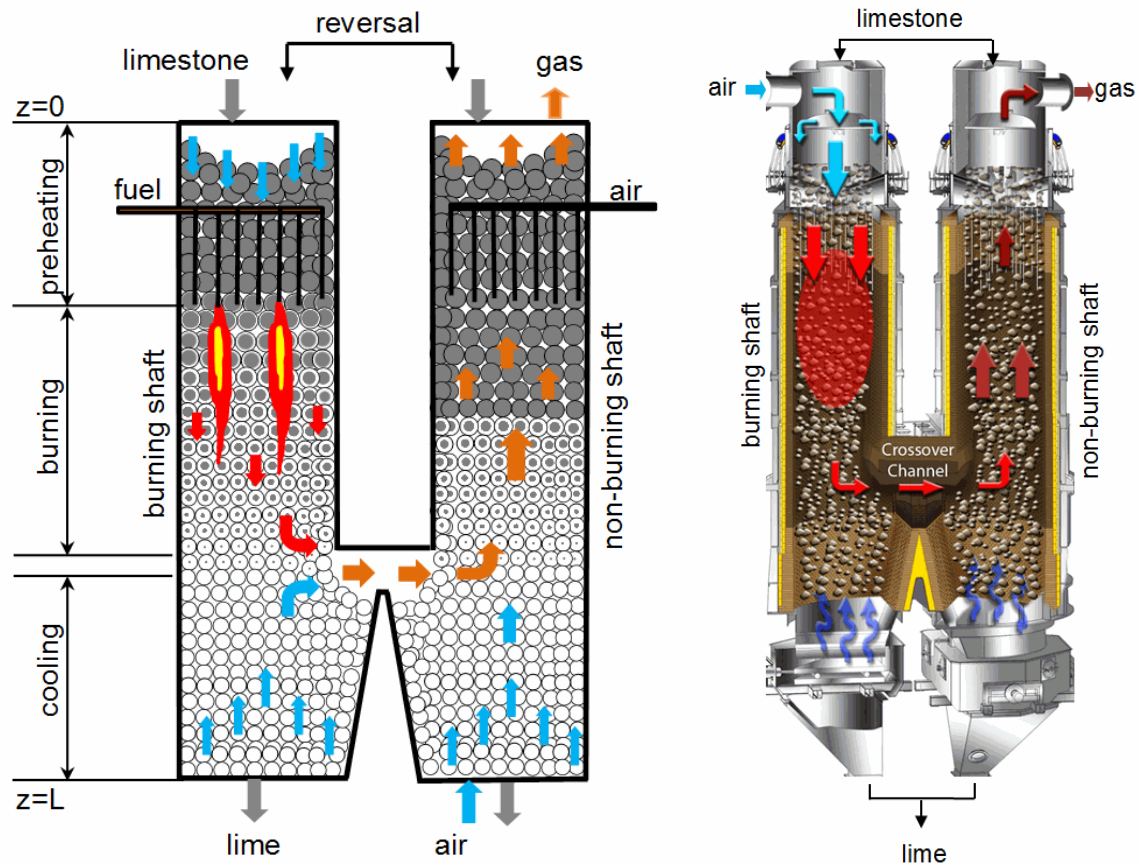


Bild 2.2: Prinzipieller Aufbau eines GGR-Ofens

Zur Brennstoffzufuhr werden Lanzen in die Schüttung geführt und stecken dann bis zu 4 m vertikal in der Schüttung. Zur möglichst gleichmäßigen Temperaturverteilung im Querschnitt stecken 15 bis 25 Lanzen in der Schüttung. In **Bild 2.3** links ist ein aufgeschnittener GGR-Ofen mit dem Lanzensystem gezeigt. Das Verbrennungsgas strömt wiederum parallel mit den Steinen nach unten. Die Steine müssen den Ofen kalt verlassen. Die Kühlzone muss daher stets im Gegenstrom zur kühlenden Umgebungsluft betrieben werden. Daher wird das Verbrennungsgas am Ende der Brennzone in einem zweiten parallelen Schacht geführt. In diesem Schacht strömt das heiße Gas dann im Gegenstrom zu den Steinen nach oben und erwärmt dabei regenerativ die Steine. Beim Einströmen in den Parallelschacht vermischt sich das Verbrennungsgas mit der Kühlluft.

Um das regenerative System aufrecht zu erhalten, wird nach einer bestimmten Zeit, der sogenannten „Cycle time“ (etwa 10 bis 20 min), der Brennschacht der Regenerativschacht und der Regenerativschacht Brennschacht. Durch das Umschalten von Schacht zu Schacht ist der Prozess instationär.

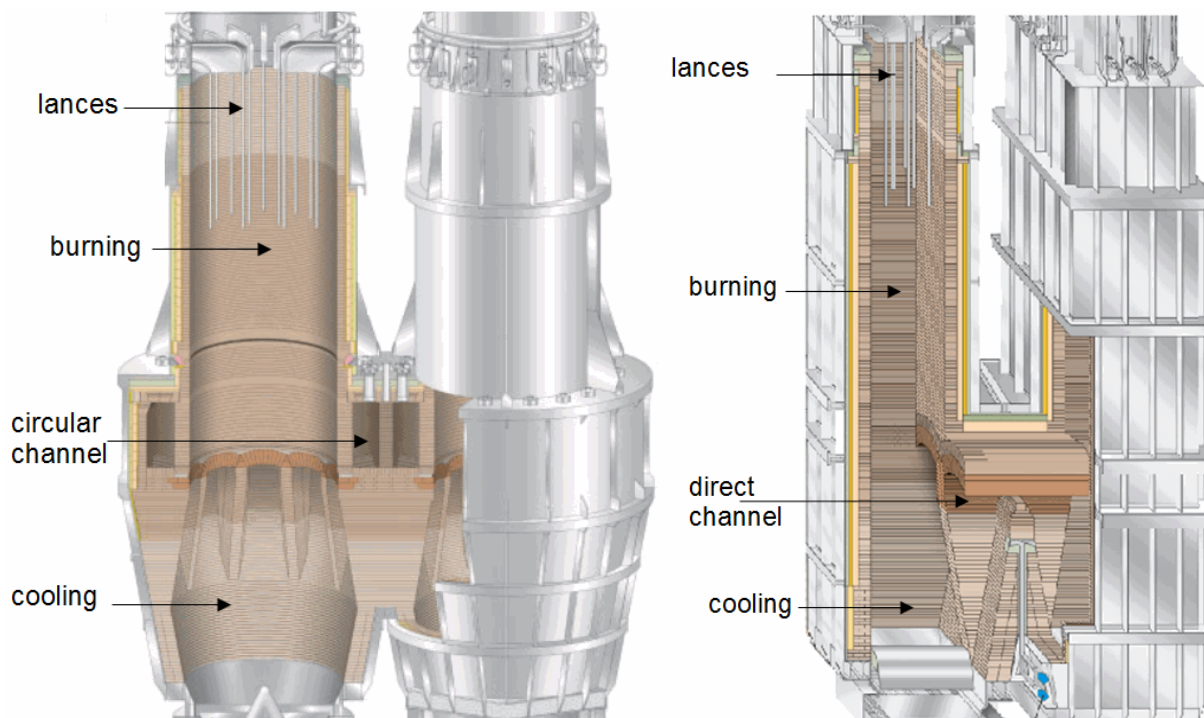


Bild 2.3: Darstellung der Brennerlanzen im GGR-Ofen

Hinsichtlich Strömung und Flammenausbreitung bestehen ähnliche Probleme wie zuvor. Die Länge der Flammen von verschiedenen Brennstoffen ist nicht bekannt. Beobachtungen in der Praxis zeigen, wenn der Brennstoff am Ende der Brennzone nicht vollständig umgesetzt ist, findet eine Nachverbrennung im Überströmkanal oder im Regenerationsschacht statt. Im Überströmkanal bestehen die höchsten Ansprüche an das Feuerfestmaterial wegen der Brückenbauten und vielen Umlenkungen.

Heiße Gasstrahlen haben negative Auswirkungen auf die Haltbarkeit der Konstruktionen. Auch bei diesem Ofentyp besteht das Problem, dass die Lanzen abbrennen und häufig ausgetauscht werden müssen. Die optimale Verteilung der Lanzen im Querschnitt und die Verteilung des Brennstoffs auf die Lanzen beruht lediglich auf Erfahrungswerten. Prinzipielle Zusammenhänge sind nicht bekannt.

2.2 Prozesssimulation

In einem vorangegangenen AiF-Vorhaben (BG 16132) wurde ein mathematisches Modell mit Lösungsverfahren entwickelt, um den Kalzinierungsprozess in den beiden Ofentypen simulieren zu können.

Das Modell und die Ergebnisse sind in vier Teilen in der Zeitschrift Zement, Kalk, Gips (Hai Do et al.) sowie ausschnittsweise in zwei internationalen Zeitschriften veröffentlicht worden. Die beiden einschneidenden Voraussetzungen für diese Simulation sind: Vorgegebene Flammenausbreitung und homogene Brennstoffverteilung im Querschnitt. In diesem Abschnitt wird kurz auf einige wesentliche Ergebnisse eingegangen.

In **Bild 2.4** sind die axialen Profile der Temperaturen und der auf den Kalkstrom bezogenen Massenströme vom Gas und den Partikeln (Solid) für einen RCE-Ofen dargestellt, und zwar das Beispiel 70 mm mittlere Steingröße, Energieverbrauch 3,8 MJ/kg Kalk, spezifischer Durchsatz 23,3 t/d/m² und Erdgas als Brennstoff.

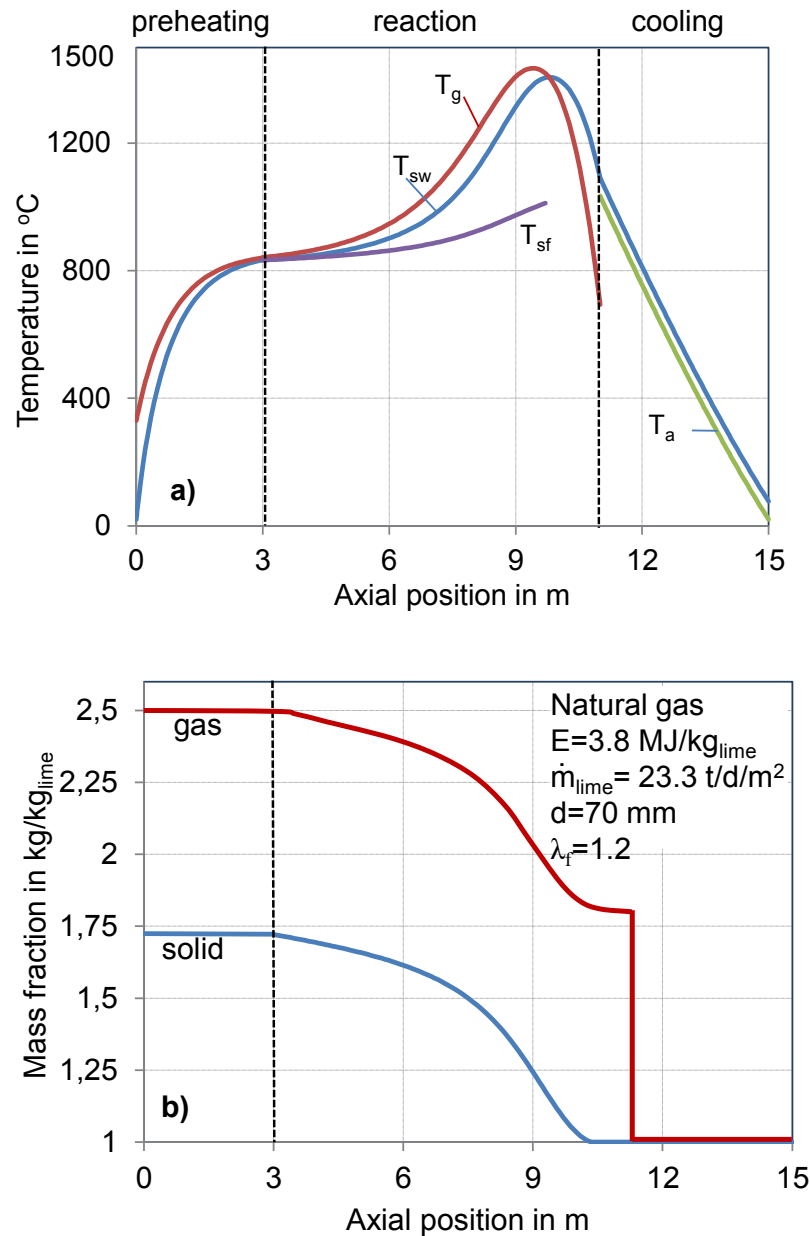


Bild 2.4: Temperaturprofile in einem RCE-Ofen

Die Position 0 stellt den Ofenkopf dar, in den der Kalkstein mit einer Temperatur von 20 °C aufgegeben wird. Der Kalkstein wird innerhalb von 3 m auf die Gleichgewichtstemperatur von 820 °C im Gegenstrom vom Verbrennungsgas erwärmt. Danach beginnt die Zersetzung, die zunächst bis etwa 6 m nur relativ langsam verläuft. Nach etwa einer Länge von 10 m ist die Zersetzung beendet. Die Oberflächentemperatur der Kalkpartikel (T_{sw}) beträgt hier ca. 1400 °C, die Gastemperatur (T_g) liegt nur geringfügig darüber. Der Kern der Partikel (T_{sf}) hat dagegen erst etwa 900 °C erreicht. Die Höhe des Schüttbettes beträgt bei diesem Beispiel

15 m. Am unteren Ende tritt Umgebungsluft zur Kühlung des Kalkes ein. Das Kapazitätsstromverhältnis wurde als eins angenommen. Die Temperatur der Luft (T_a) erwärmt sich dabei auf 1000 °C. Bei der Position 10 m wird radial Brennstoff und Verbrennungsluft eingeblasen. Die Vermischung im Querschnitt mit der Kühlluft ist, wie zuvor erläutert nicht bekannt. Daher wurde von einer perfekten Vermischung im Querschnitt ausgegangen. Die Mischtemperatur der Verbrennungsluft und der Kühlluft liegt dann bei etwa 700 °C. Diese Temperatur würde sich auch einstellen, falls die gesamte Luft durch die Kühlzone geführt würde. Die gemischte Luft von 700 °C muss durch die Verbrennung des Erdgases erst auf Temperaturen oberhalb der Oberflächentemperatur der Kalkpartikel erwärmt werden, damit eine Zersetzung stattfinden kann.

Mit dem Simulationsprogramm kann der Einfluss auf den Brennprozess

- der Betriebsparameter: Energiezufuhr, Durchsatz, mittlere Steingröße, Größenverteilung
- der Ofenauslegungsparameter: Schüttbetthöhe, Kühlzonenlänge, Wanddicke
- der Kalkherkunft: Stoffwerte (Wärmeleitfähigkeit, Reaktionskoeffizient, Porendiffusion, Gleichgewichtsdruck)
- der Brennstoffparameter: Heizwert, Kohlenstoffgehalt, Luftbedarf, Luftzahl, Brennstoffart

berechnet werden. Da der axiale Verlauf der Temperatur und der Gasgeschwindigkeit bekannt ist, kann auch der Druckverlust und damit die Gebläseleistung berechnet werden. Viele Betriebsparameter können nur in einem beschränkten Maße verändert werden, da der maximale Druckverlust durch die vorhandenen Gebläse vorgegeben ist. Der Einfluss dieser verschiedenen Parameter wird hier nicht weiter diskutiert.

Mit **Bild 2.5** soll jedoch der Einfluss des Ausbrandverhaltens des Brennstoffes auf den Brennprozess verdeutlicht werden. Im oberen Teilbild sind zwei Ausbrandverläufe vorgegeben worden. Der Verlauf 2 repräsentiert eine um etwa 1 m längere Flamme. Im unteren Teilbild ist der zugehörige Verlauf der Oberflächentemperatur der Steine dargestellt. Die maximale Temperatur unterscheidet sich beim RCE-Ofen mehr als 100 K, was einen erheblichen Einfluss auf die Reaktivität des erzeugten Kalkes haben kann. Wie zuvor erläutert, ist der Ausbrandverlauf des Brennstoffs in der Schüttung nicht bekannt und muss somit willkürlich im Simulationsprogramm vorgegeben werden. Dadurch kann der Temperaturverlauf der Steine nicht mit der ausreichenden Genauigkeit simuliert werden.

In Bild 2.5 ist auch die entsprechende Simulation des Einflusses des Ausbrandverhaltens für den GGR-Ofen gezeigt, wobei nur der Bereich der Zersetzungszone dargestellt ist. Hierbei unterscheiden sich die beiden maximalen Steintemperaturen um 80 K. Man erkennt übrigens, dass die maximalen Steintemperaturen beim GGR-Ofen erheblich niedriger als beim RCE-Ofen sind. Damit wird verständlich, warum mit dem GGR-Ofen Weichbrand und mit dem RCE-Ofen Hartbrand erzeugt wird.

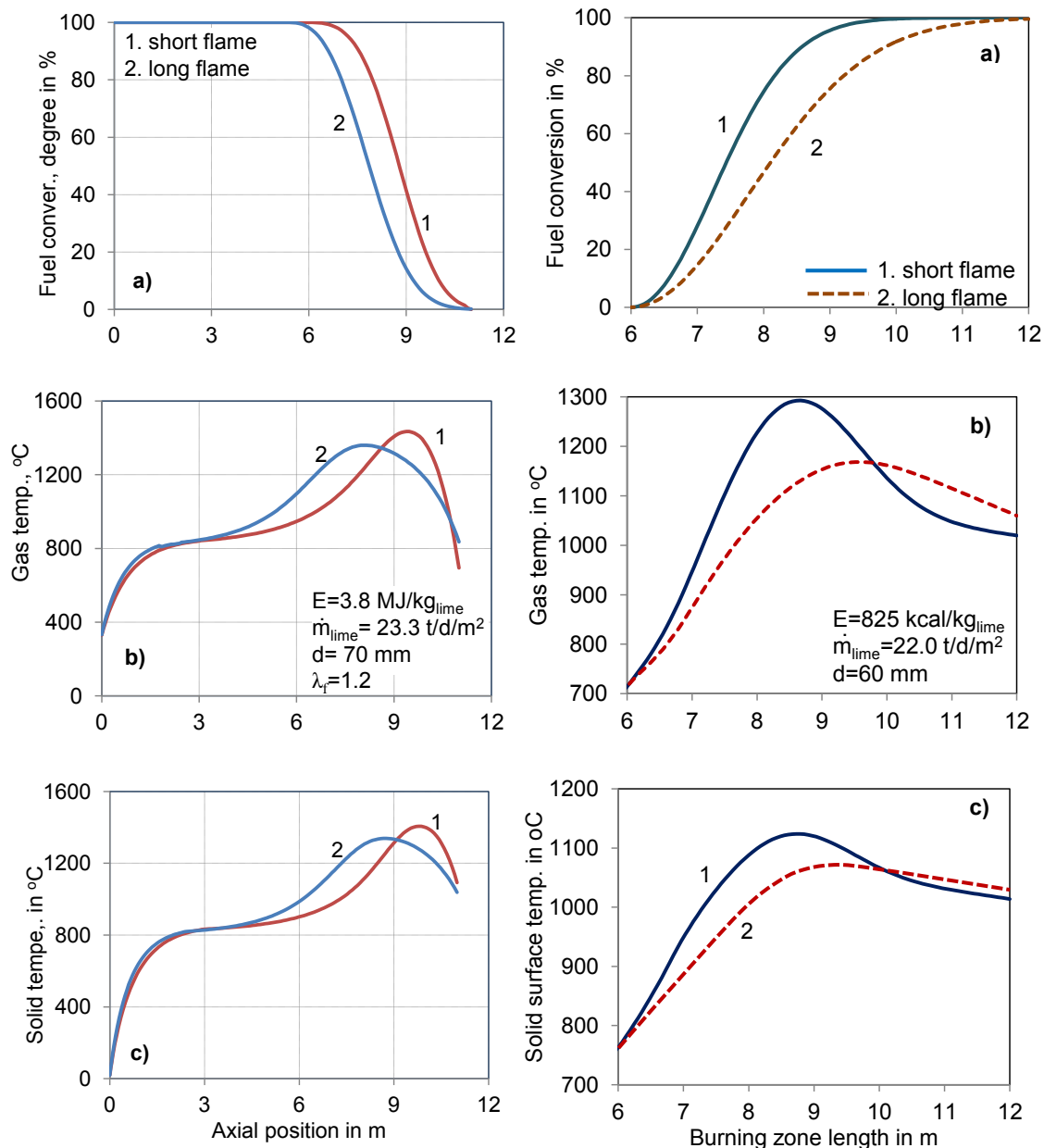


Bild 2.5: Einfluss des Ausbrandverhaltens des Brennstoffs auf die Steintemperatur beim EG-Ofen (links) und GGR-Ofen (rechts)

2.3 Temperaturmessungen im Ofen

Zur Validierung der Simulationsergebnisse wurden im Rahmen des Forschungsvorhabens auch Betriebsmessungen durchgeführt. Dabei wurden von oben mit der Schüttung Thermoelemente aufgegeben und diese durch den Ofen mit dem Absinken der Schüttung geführt.

In **Bild 2.6** ist der gemessene axiale Temperaturverlauf in einem RCE-Ofen A gezeigt. Bei diesem Ofen wurden zwei Thermoelemente mit der Schüttung abgesenkt. Bis zu einer Tiefe von 4 m stimmen beide Temperaturen relativ gut überein. Dann steigt jedoch die Temperatur T1 des Thermoelementes 1 an, während die Temperatur T2 des Thermoelementes 2 noch

lange bei der Gleichgewichtstemperatur von 820 °C beharrt und dann gegen Ende der Reaktionszone steil ansteigt. Der Brennstoff wird bei einer Betthöhe von 7,5 m zugeführt. Der Bereich von 6 m bis 7,5 m konnte nicht gemessen werden, da die verwendeten NiCrNi-Thermoelemente oberhalb von 1300 °C ausfallen. Der vollständige Temperaturverlauf in einem RCE-Ofen kann folglich nur mit Pt-Rd-Pt-Thermoelementen gemessen werden, was jedoch jeden Kostenrahmen sprengen würde. Damit kann der gesamte Temperaturverlauf nur über das entwickelte Simulationsprogramm bestimmt werden.

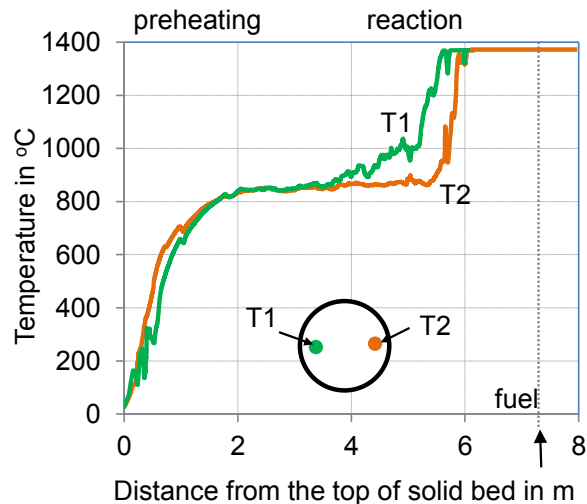


Bild 2.6: Gemessener Temperaturverlauf im RCE-Ofen A

In **Bild 2.7** sind die gemessenen Temperaturverläufe in einem anderen RCE-Ofen gezeigt. Hierbei wurden fünf Thermoelemente durch den Ofen gefahren. Der Brennstoff wurde hier bei einer Betthöhe von 8 m zugeführt. Bis zu einer Schüttungslänge von 4 m zeigen alle Thermoelemente wiederum die gleiche Temperatur an. Danach weichen auch hier die Temperaturen wiederum beträchtlich voneinander ab. Bei einer Tiefe von 6,5 m unterscheiden sich die Temperaturen mehr als 200 K. Dieses deutet darauf hin, dass in Brennernähe keine gleichmäßige Wärmefreisetzung im Querschnitt stattfindet.

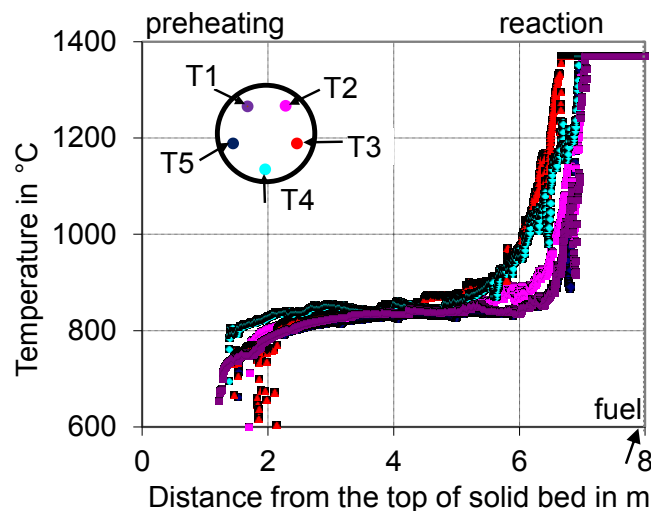


Bild 2.7: Gemessener Temperaturverlauf im RCE-Ofen B

In **Bild 2.8** sind die gemessenen Temperaturverläufe in einem GGR-Ofen dargestellt. In beiden Schächten wurde gleichzeitig ein Thermoelement in die Schüttung eingeführt und nach unten abgezogen. Man erkennt deutlich die Schwingungen in der Temperatur auf Grund der periodischen Betriebsführung und dem dadurch bedingten regenerativen Verhalten der Steine.

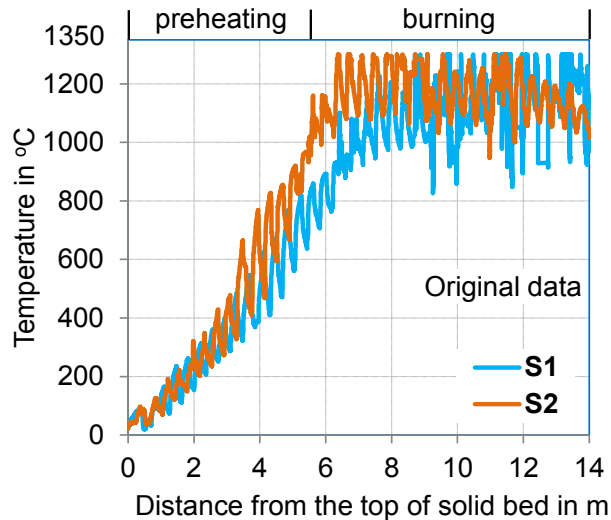


Bild 2.8: Gemessene Temperaturverläufe im GGR-Ofen

Auffallend ist jedoch, dass beide Temperaturverläufe wieder unterschiedlich sind. Insbesondere die mittleren Temperaturen in der Brennzona weichen etwa um 100 K voneinander ab. Ein Grund dafür könnte sein, dass in dem Schacht S2 mit der höheren Temperatur das Thermoelement in der Nähe einer Brennerlanze abgesunken ist, während in dem Schacht S1 das Thermoelement zwischen den Lanzen platziert war.

Alle Messungen zeigen, dass im Querschnitt erhebliche Temperaturunterschiede vorliegen. Daher sollen im Rahmen dieses Forschungsvorhabens Möglichkeiten untersucht werden, die Temperatur und damit die Qualität des Kalkes über den Querschnitt zu vergleichsmäßigen.

3. Forschungsziel, Ergebnisse, Lösungsweg

3.1 **Forschungsziel**

3.1.1 **Angestrebte Forschungsergebnisse**

Das Forschungsziel besteht darin, erstens das Ausbrandverhalten verschiedener Brennstoffe in Kalkschachtöfen vorhersagen zu können und zweitens das Temperaturfeld im Querschnitt zu vergleichsmäßigen.

Das Ausbrandverhalten wird benötigt zur Implementierungen in das im vorhergehenden AiF-Vorhaben entwickelte Simulationsprogramm zum Brennprozess der Kalksteinpartikel. Damit kann der axiale Temperaturverlauf des Partikels genauer berechnet werden. Insbesondere das Temperaturmaximum kann exakter berechnet werden. Dieses Maximum bestimmt maßgeblich die Reaktivität des erzeugen Branntkalkes.

Zur Vergleichmäßigung der Temperatur im Schachtquerschnitt sollen die Wirkung der Einflussgrößen bei

- GGR-Öfen
 - Anzahl und räumliche Anordnung der Brennerlanzen
 - Austrittsgeschwindigkeit (Durchmesser)
 - Brennstoffverteilung auf die Lanzen
- Einschacht-Gegenstromöfen
 - Radiale Tiefe in der Schüttung
 - Anzahl über den Umfang
 - Austrittsgeschwindigkeit (Durchmesser)
 - Kühlluft/Brennluftverhältnis
 - Brennstoffverteilung auf zwei Ebenen

beschreibbar gemacht werden.

3.1.2 Innovativer Beitrag der angestrebten Forschungsergebnisse

Als innovativ wird angesehen, dass erstmalig das Mischungsverhalten von Strömungen in Schüttbetten dreidimensional mittels CFD berechnet wird. Die Berechnungen werden sowohl durch Labormessungen als auch durch Betriebsmessungen validiert.

Erstmalig wird die Länge der Flammen in Kalköfen bestimmt. Damit kann der Einfluss verschiedener Brennstoffe auf den Temperaturverlauf und damit die Qualität des Kalkes abschätzbar gemacht werden.

4. Ergebnisse Entwicklung Strömungssimulation

4.1 Experimentelle Untersuchungen

Zur Validierung der entwickelten Strömungssimulation wurden Experimente durchgeführt. Auf diese wird daher zuerst eingegangen.

In **Bild 4.1** ist die Versuchsanlage dargestellt. In eine Box von 624 mm Länge, 364 mm Breite und 600 mm Höhe wurden Kugeln mit 52 mm Durchmesser strukturiert angeordnet. Es wurde eine einfache Packung (Simple Cube, SC) mit einem Lückengrad von 0,48 und eine flächenzentrierte Packung (Body Centered Cube, BCC) mit einem Lückengrad von 0,35 erstellt. Ungeordnete Kugelpackungen und Steinschüttungen in Schachtöfen liegen mit einem Lückengrad von jeweils etwa 0,40 dazwischen. Die Schüttung lag auf einer perforierten Platte. Von unten wurde Luft durch die Schüttung geblasen. Durch den Unterraum mit der perforierten Decke wurde eine gleichmäßige Durchströmung erreicht. Mit einer Lanze wurde seitlich Stickstoff eingeblasen. Das Profil der Sauerstoffkonzentration zur Ermittlung der Vermischung der beiden Ströme wurde gemessen. Dazu wurde an verschiedenen Stellen eine Sonde in die Schüttung platziert und Gas abgesaugt. Von diesem wurde die O₂-Konzentration gemessen. Bei der einfachen Packung (SC) konnte die Sonde von allen drei Richtungen in die Packung gesteckt werden.

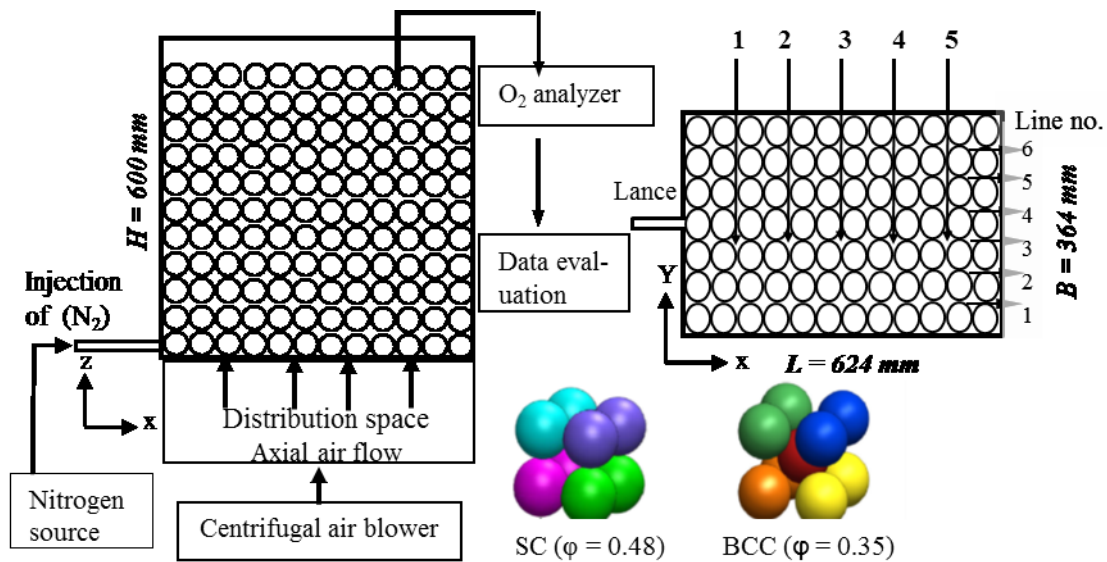


Bild 4.1: Versuchsanlage

Bei der flächenzentrierten Packung (BCC) konnte die Sonde nur in einer Richtung ungehindert eingesteckt werden. Daher wurden einige Kugeln mit Bohrungen versehen, durch die die Sonde dann auch in der anderen Richtung durch die Packung gefahren werden konnte. Gemessen wurde auch das Geschwindigkeitsprofil der austretenden Strömung. Zur Simulation der Vermischung in GGR-Öfen wurde die Lanze von unten in die Schüttung gesteckt, so dass beide Gase parallel nach oben strömten.

Bild 4.2 zeigt die Positionierung der Lanzen.

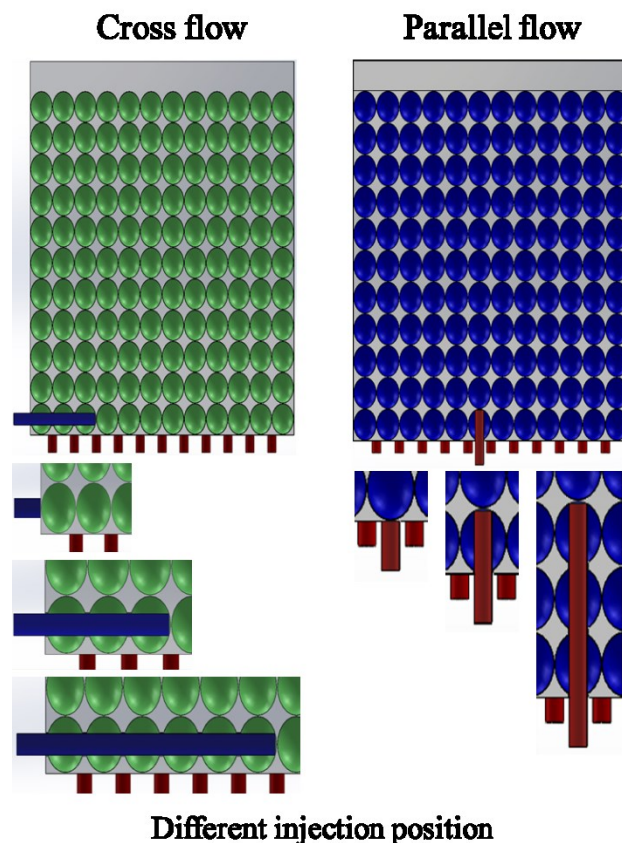


Bild 4.2: Positionierung der Lanzen

Parameter waren drei verschiedene Einstecktiefen der Lanzen, der Lanzendurchmesser, um die Eindüsungsgeschwindigkeit verändern zu können und die Höhe der Volumenströme der Luft und des Stickstoffs.

Zur Untersuchung des Einflusses der Größe der Partikel wurde auch eine Schüttung aus Glaskugeln mit 4 mm und aus Klinkergranulat mit 2-6 mm verwendet. **Bild 4.3** zeigt ein Foto der Schüttungen. Im Anhang ist eine ausführliche Beschreibung der Versuchsanlage sowie eine Zusammenstellung aller Versuchsergebnisse enthalten. Im Folgenden werden einige Ergebnisse exemplarisch dargestellt. **Bild 4.4** zeigt die Sauerstoffkonzentration in Einblasrichtung des Stickstoffs und war für die drei im Bild angegebenen Lanzentiefen von 0,156 und 312 mm. Die letzte Tiefe entspricht der Mitte der Box. Das Verhältnis der Volumenströme von Stickstoff und Luft beträgt $V_R=0,63$. Es wurde jeweils in einer Höhe von 0,26 m und 0,468 m über der Lanze gemessen. Man erkennt, dass bei beiden Höhen kein Unterschied besteht. Der Strahl ist also bei der Höhe von 0,26 m bereits vollständig in die Vertikale umgelenkt. Entlang der Höhe findet fast keine Vermischung mehr statt.

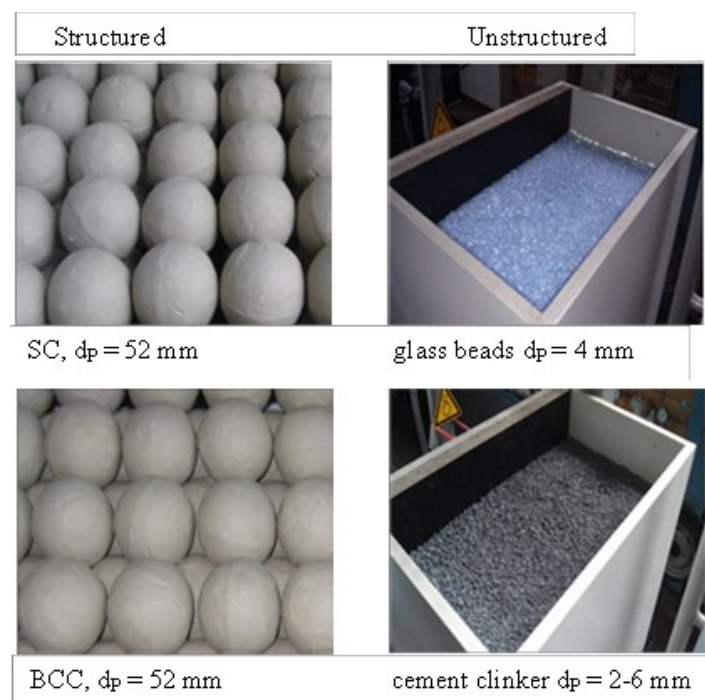


Bild 4.3: Foto der verwendeten Schüttungen



Bild 4.4: Einfluss der Messhöhe und der Lanzentiefe für $V_R = 0,625$ bei SC mit $d_p = 52 \text{ mm}$

In **Bild 4.5** sind die Messergebnisse derart in einem Diagramm zusammengefasst, bei der der Austritt der Lanze jeweils die axiale Position 0 m ist. Hieraus ist ersichtlich, dass sich unabhängig von der Lanzentiefe im Bett jeweils ein gleicher Strahl ausbildet. Die Strahlmitte ist etwa 0,2 m vom Lanzenaustritt entfernt. In dem Bild sind die entsprechenden Ergebnisse

noch für zwei kleinere Volumenstromverhältnisse gezeigt. Je kleiner dieses ist, desto näher ist die Strahlmitte am Lanzenaustritt.

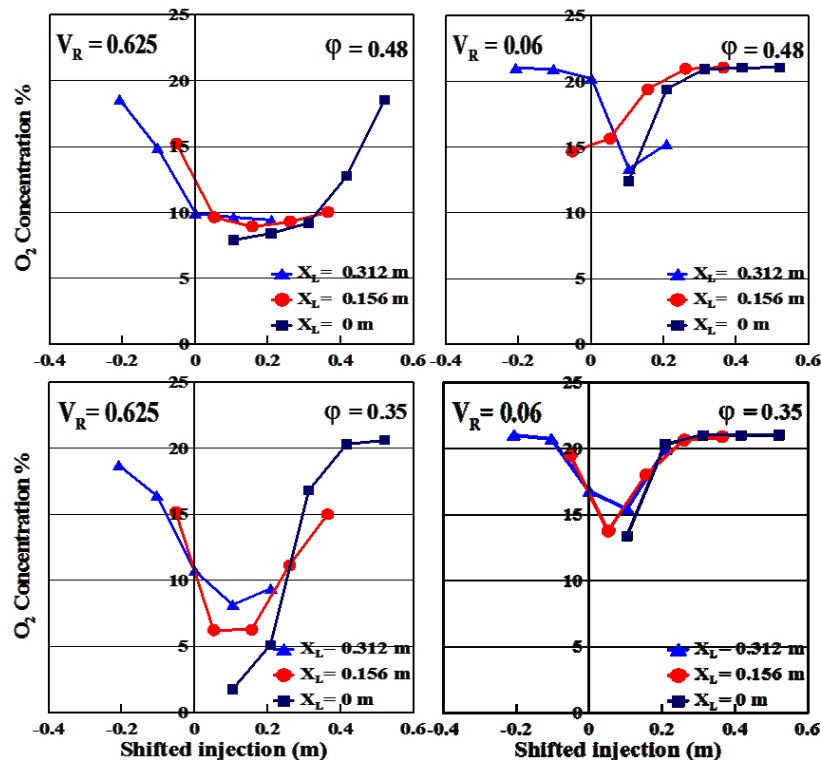


Bild 4.5: Strahlbreite für SC bei unterschiedlichen Volumenstromverhältnissen

Im Bild sind die entsprechenden Verhältnisse für die BCC-Kugelpackung gezeigt. Bei diesem geringeren Lückengrad ist die Strahlbreite und der Abstand der Strahlmitte von der Lanzenöffnung geringfügig kleiner.

Im **Bild 4.6** sind die entsprechenden Verhältnisse für eine Schüttung aus Glaskugeln mit einem Durchmesser von 4 mm gezeigt. Der Lückengrad von 0,40 liegt zwischen denen der beiden vorherigen Bilder. Die Strahlbreite und der Abstand der Strahlmitte von der Lanzenöffnung sind jedoch deutlich geringer. Daraus folgt, dass die Strahlausbreitung auch von der Partikelgröße abhängt.

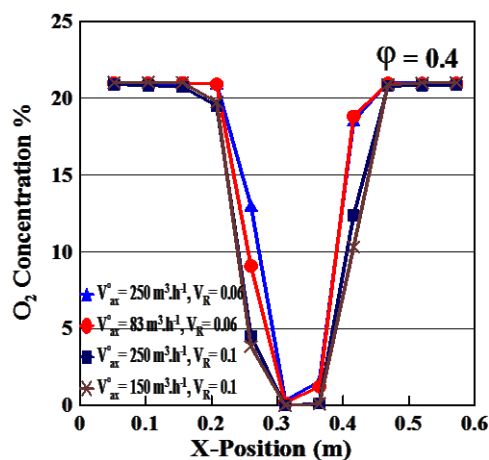


Bild 4.6: Strahlbreite für Glaskugelbett von 4 mm bei unterschiedlichen Volumenstromverhältnissen

4.2 Berechnungen mit dem Real Particle Model (RPM)

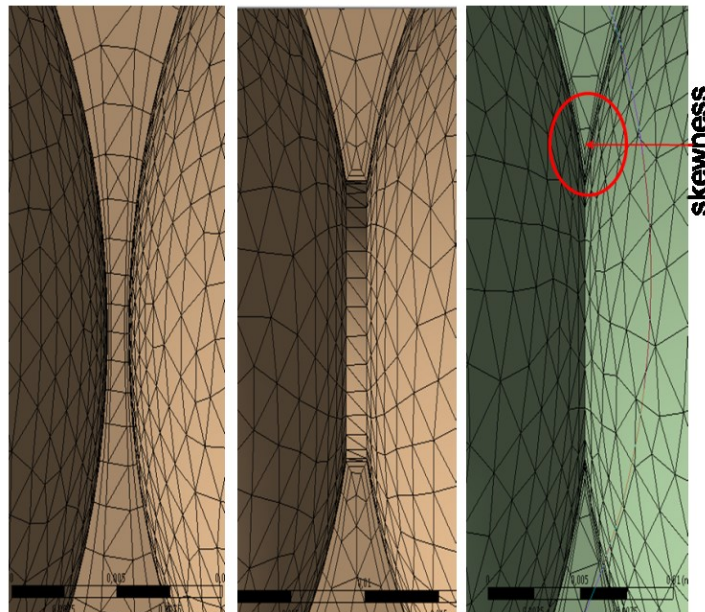
Bei der Berechnung der realen Strömung zwischen den Partikeln kommt es darauf an, wie der Kontakt der Partikel modelliert wird. Die drei gängigen Verfahren sind in **Bild 4.7** gezeigt. Demnach kann eine Lücke zwischen den Partikeln vorliegen; die Partikel können mit einer Brücke verbunden sein, oder die Partikel können sich überlappen. In allen drei Fällen ergeben sich geringfügig unterschiedliche Lückengrade. Eine ausführliche Beschreibung der Vernetzung, der Rechenzeiten, der Turbulenzmodelle und der Verifizierung ist im Anhang enthalten.

Real Particle Model (RPM)

Contact Point Treatment methods:

(Gap, Bridge, Overlap)

CFD / ANSYS 14



Gap
Overlap

Bridge

Element:
> 8 million

> 8 million

> 10 million

Computing time:
8 hours

8 hours

12 hours

Domain dimension :

600 mm * 200 mm * 600 mm

Spheres :

492 spheres of 52 mm

Bild 4.7: Modellierung des Kontaktbereiches der Kugeln für die reale Strömungsberechnung

Im **Bild 4.8** sind die bestehenden Konzentrationsverläufe für die drei Kontaktmodelle miteinander verglichen und zwar für zwei verschiedene Volumenstromverhältnisse. In das Bild sind ebenfalls die Messergebnisse eingetragen. Alle drei Modelle weichen nur leicht voneinander ab. Das Kontaktmodell mit der Lücke, ergibt jedoch die beste Übereinstimmung mit den Messergebnissen.

Cross Flow : RPM Results comparison with Experimental data

SC ($\varphi = 0.48$), $d_p = 52$ mm

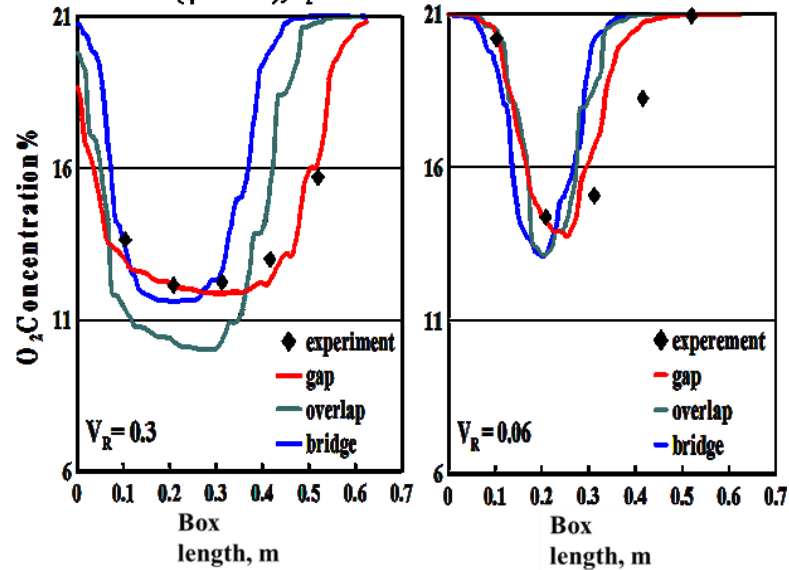


Bild 4.8: Konzentrationsprofile des RPM für die SC Schüttung

In **Bild 4.9** sind Konzentrationsprofile für das Volumenstromverhältnis von 0,625 gezeigt und zwar für SC und BCC. In beiden Fällen stimmt die Lückenmethode wiederum am besten mit den Messergebnissen überein. Bei der BCC Schüttung ergeben sich mit der Überlappungsmethode teilweise größere Fluktuationen. Daher ist diese Methode zur Berechnung der Strömungsvermischung ungeeignet.

Cross Flow: RPM Results comparison with Experimental data & PMM

SC & BCC (structured bed), $d_p = 52$ mm

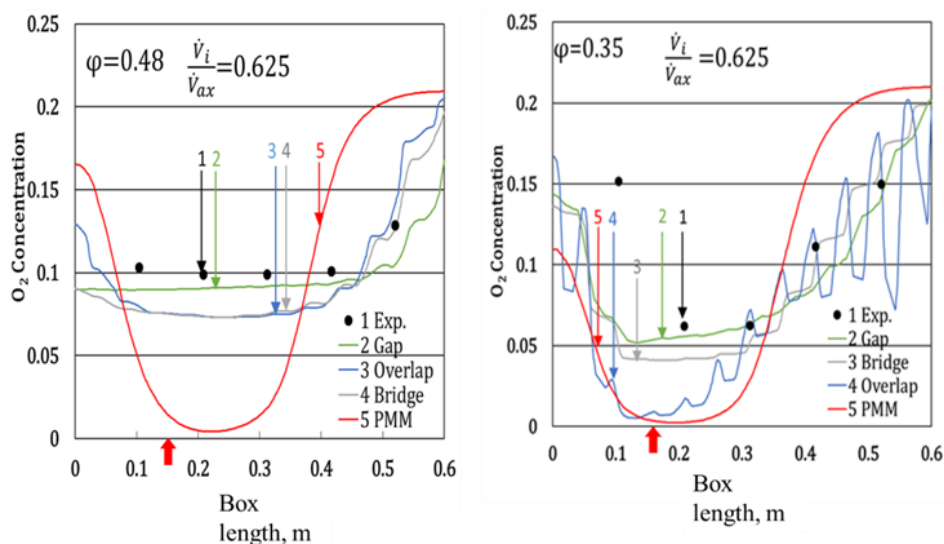


Bild 4.9: Konzentrationsprofile des RPM für SC und BCC bei $V_R = 0,625$

4.3 Berechnungen mit dem Porous Media Model

Zur Berechnung der gesamten Strömung im Schachtofen muss die Schüttung, wie eingangs erläutert, als ein poröses Medium angenähert werden. Daher wurde zunächst die Strömung in der Versuchsbox auch mit dem Porous Media Modell berechnet. Dieses Modell ist im Anhang näher beschrieben.

Bild 4.10 zeigt die berechneten und gemessenen Konzentrationsverläufe für eine Schüttung aus Glaskugeln mit 4 mm Durchmesser. Auf der Einblasachse ergeben die Messergebnisse nur Stickstoff. Die berechneten Konzentrationen ergeben dagegen etwas Sauerstoff. Die Breite des Stahls stimmt relativ gut überein.

Cross Flow: PMM Results comparison with Experimental data

Unstructured bed, $d_p = 4 \text{ mm}$

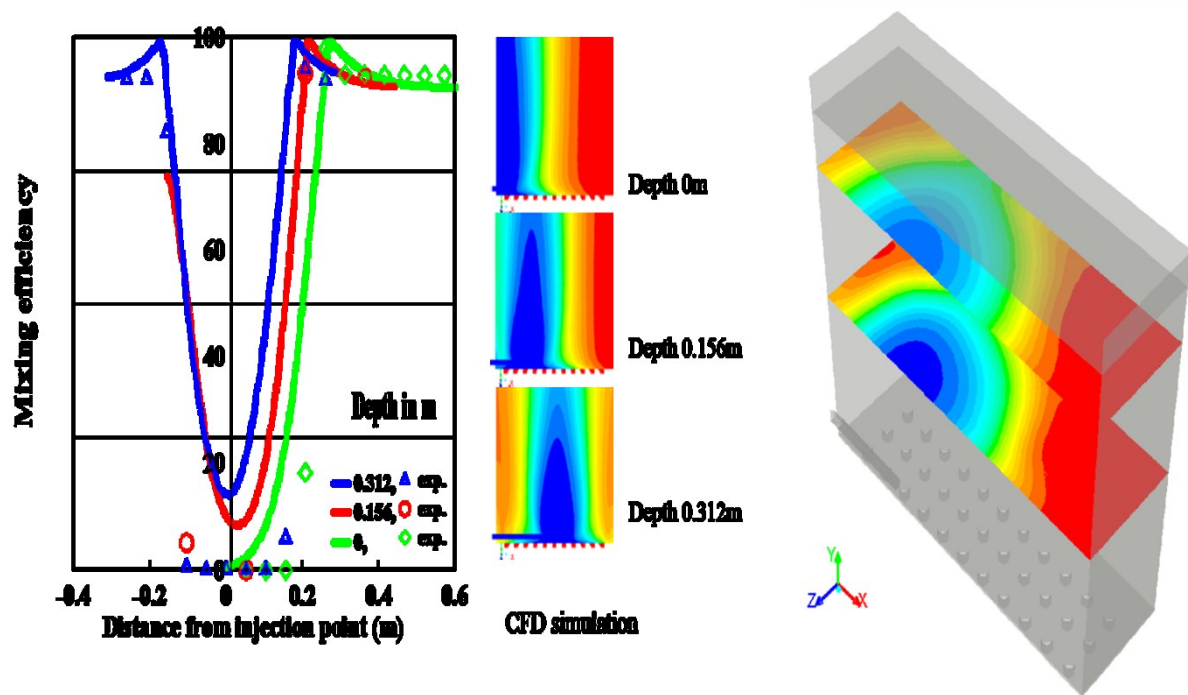


Bild 4.10: Mit PMM berechnete Konzentrationsprofile für eine Schüttung aus Glaskugeln mit 4 mm Durchmesser

Bild 4.11 vergleicht die berechneten und gemessenen Konzentrationsprofile für die Schüttung von Kugeln mit 52 mm Durchmesser bei den beiden Strukturen SC und BCC, jeweils für ein Volumenstromverhältnis von 0,625. Der Stickstoff wurde hier mittig von unten axial eingeblasen entsprechend dem GGR-Ofen. Die mit PMM berechneten Konzentrationen des Sauerstoffs liegen bei Null, während die Messungen deutlich höhere Konzentrationen zeigen. Das RPM mit dem Kontaktmodell Lücke stimmt dagegen sehr gut mit den Messungen überein. Erst wenn man mit dem PMM den Lückengrad auf 0,8 erhöht, ergeben sich auf der Strahlachse höhere Sauerstoffkonzentrationen. Dies waren auch die Ergebnisse einer vorherigen Untersuchung von Xu.

Parallel Flow: RPM Results comparison with
Experimental data & PMM
SC & BCC (structured bed), $d_p = 52 \text{ mm}$

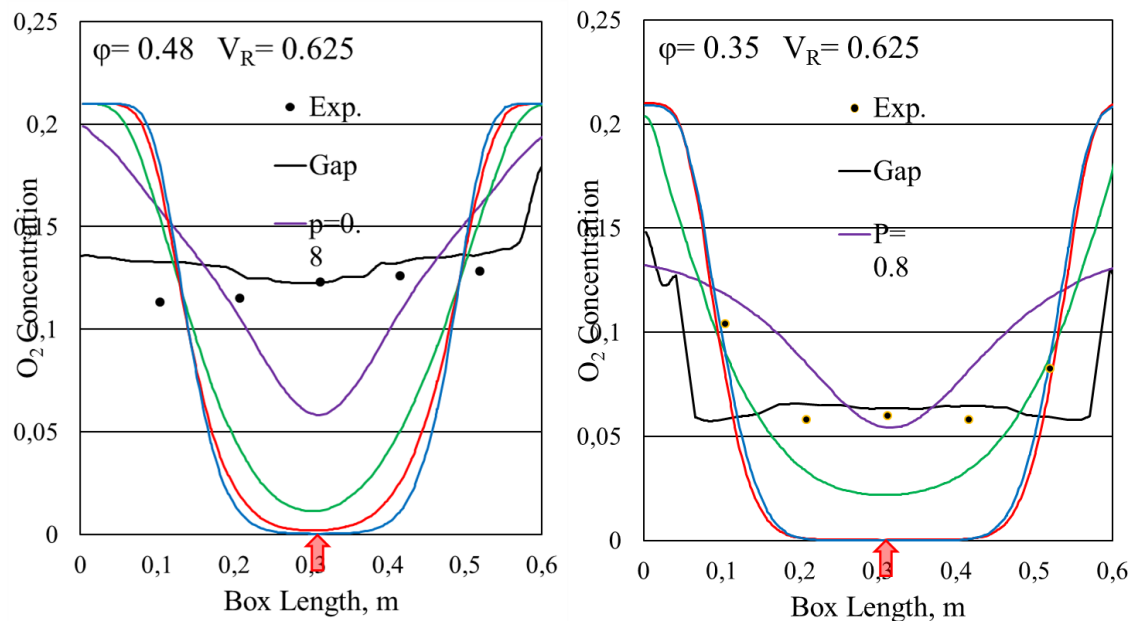


Bild 4.11: Mit PMM und RPM berechnete Konzentrationsprofile für eine axiale Eindüsung

Daher wurde eingehend untersucht, wie die Ergebnisse des PMM für die großen Kugeln beeinflusst werden kann. Es wurden im Fluent verschiedene Anpassungen in der Ergun-Gleichung und bei den Turbulenzmodellen vorgenommen. Diese Ergebnisse werden noch gesondert publiziert. In **Bild 4.12** sind die schließlich erreichten Berechnungen des PMM für die axiale Einblasung von unten für BCC Struktur gezeigt. Das Einblasverhältnis beträgt 0,1. Die berechneten und gemessenen Sauerstoffprofile stimmen nun zufriedenstellend überein. Eine Erhöhung des Lückengrades führt nun zu zu hohen Konzentrationen.

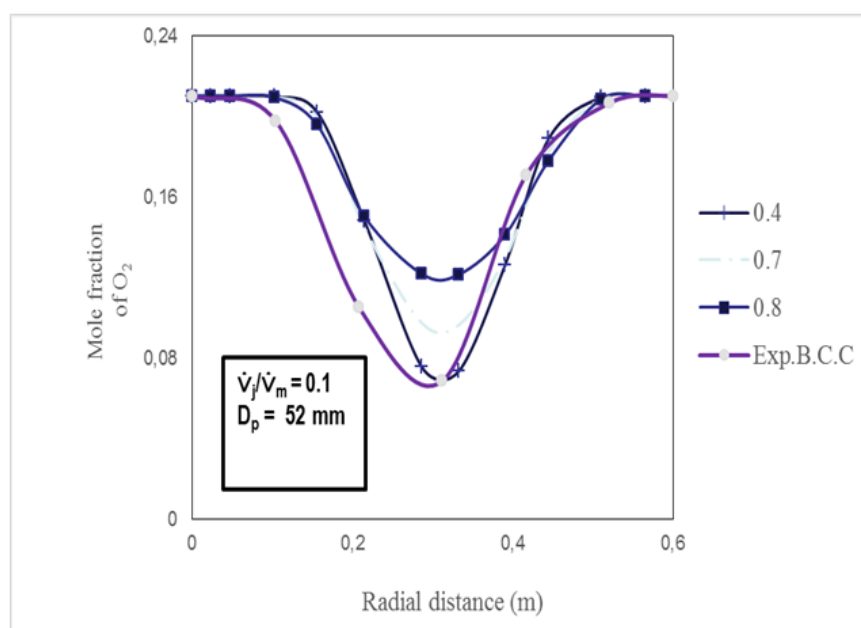


Bild 4.12: Vergleich der berechneten und gemessenen Konzentrationsprofilen für das angepasste PMM Modell

5. Ergebnisse der Strömungsberechnungen

5.1 GGR-Öfen

5.1.1 Einzellanze

Für die Beschreibung der Strömung im gesamten Ofen wird mit dem GGR-Ofen begonnen, da hierbei noch keine Strömungsumlenkung auftritt. Zuerst wird eine Schüttung mit nur einer einzigen Lanze betrachtet, um eine gegenseitige Beeinflussung der Lanzen zunächst noch ausschließen zu können. Damit können die prinzipiellen Einflussgrößen besser sichtbar gemacht werden.

Durch die axiale Lanze wird im Basisfall Methan eingeblasen. Die Vermischung mit der parallel eingeblasenen Luft wird ohne und mit Verbrennung betrachtet. In **Bild 5.1** sind die Konturen der Methankonzentration gezeigt für Lückengrade von 0,4 bis 0,8. Man erkennt, dass die Länge der Vermischung nur leicht mit dem Lückengrad ansteigt.

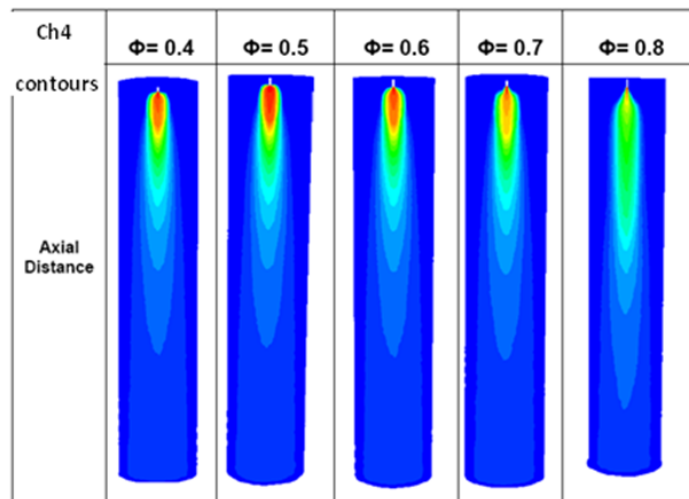


Bild 5.1: Metankontur bei einer axialen Einzeldüse

In **Bild 5.2** ist der Kehrwert der Methankonzentration auf der Strahlachse gezeigt, wiederum für die Lückengrade von 0,4 bis 0,8. Es wurde ein Partikeldurchmesser von 100 mm und eine Luftzahl von 1,24 zu Grunde gelegt. Es ist die Linie für die stöchiometrische Konzentration von 10 % eingezeichnet. Die Flamme ist nämlich dort zu Ende, wo bei kalter Vermischung (ohne Reaktion) die Konzentration des Brennstoffs auf den stöchiometrischen Wert abgefallen ist. Die Länge der Flamme bei einem typischen Lückengrad von 0,4 beträgt demnach etwa 4 m. Bei höheren Lückengrad verlängert sich die Flammenlänge geringfügig.

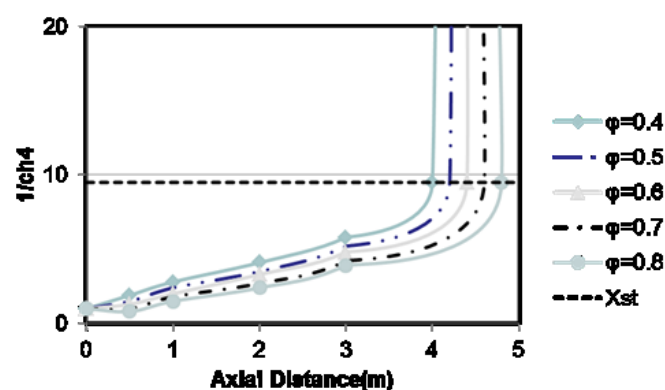


Bild 5.2: Axiale Abnahme der Methankonzentration auf der Strahlachse

In **Bild 5.3** ist der Einfluss der Austrittsgeschwindigkeit auf die Flammenlänge gezeigt. Diese steigt demnach mit der Austrittsgeschwindigkeit an. In **Bild 5.4** ist gezeigt wie die Flammenlänge mit dem Lanzendurchmesser ansteigt.

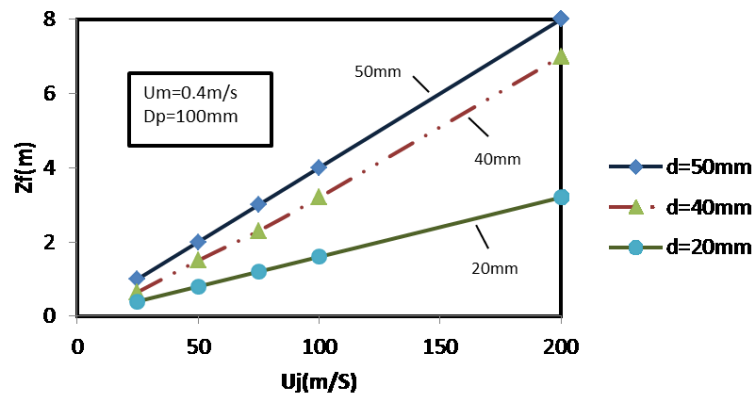


Bild 5.3: Einfluss der Lanzenaustrittsgeschwindigkeit auf die Flammenlänge

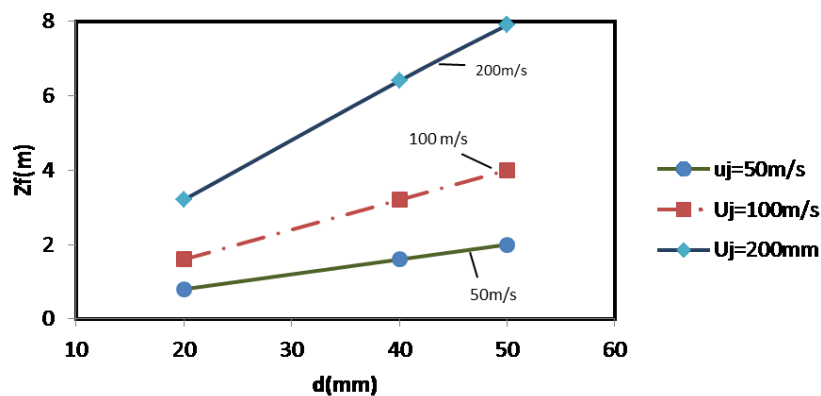


Bild 5.4: Einfluss des Lanzendurchmessers auf die Flammengeschwindigkeit

Aus beiden Bildern lässt sich herleiten, dass die Flammenlänge nur vom Produkt aus Durchmesser der Lanze und Austrittsgeschwindigkeit abhängt, wie in **Bild 5.5** zu sehen ist. Dieses Produkt ist die Wurzel des Impulsstromes. Das Bild gilt für eine typische Strömungsgeschwindigkeit der Luft von 0,4 m/s und einer Partikelgröße von 100 mm. In das Bild ist ebenfalls die Flammenlänge für die reaktive Strömung unter Berücksichtigung der Verbrennung mit eingezeichnet. Diese ist nur geringfügig höher. Die prinzipiellen Abhängigkeiten können somit auch mit nicht reaktiven Strömungen ermittelt werden.

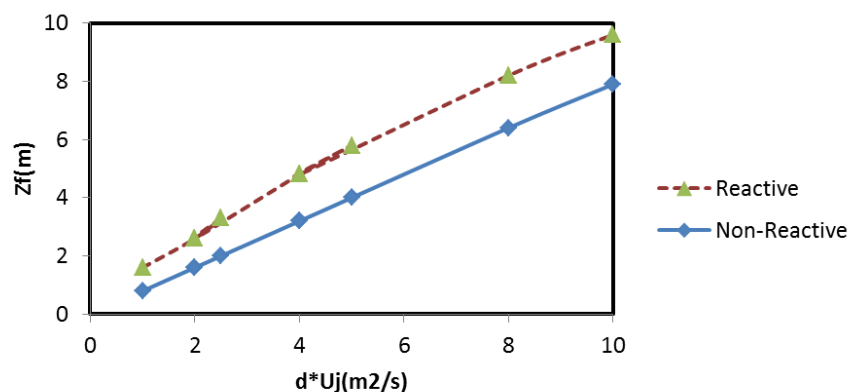


Bild 5.5: Flammenlänge in Abhängigkeit der Wurzel des Impulsstromes

In GGR-Öfen ist der Volumenstrom des Brennstoffs vorgegeben. Durchmesser und Austrittsgeschwindigkeit können somit nicht unabhängig voneinander verändert werden. Ein geringer Lanzendurchmesser hat stets eine höhere Austrittsgeschwindigkeit zur Folge. In **Bild 5.6** sind daher die Abhängigkeit der Flammenlänge vom Lanzendurchmesser und der Austrittsgeschwindigkeit für den Fall gezeigt, dass die Brennstoffmenge konstant bleibt. Die Flammenlänge nimmt demnach mit dem Lanzendurchmesser ab und mit der Austrittsgeschwindigkeit zu. Beide Veränderungen sind allerdings relativ gering.

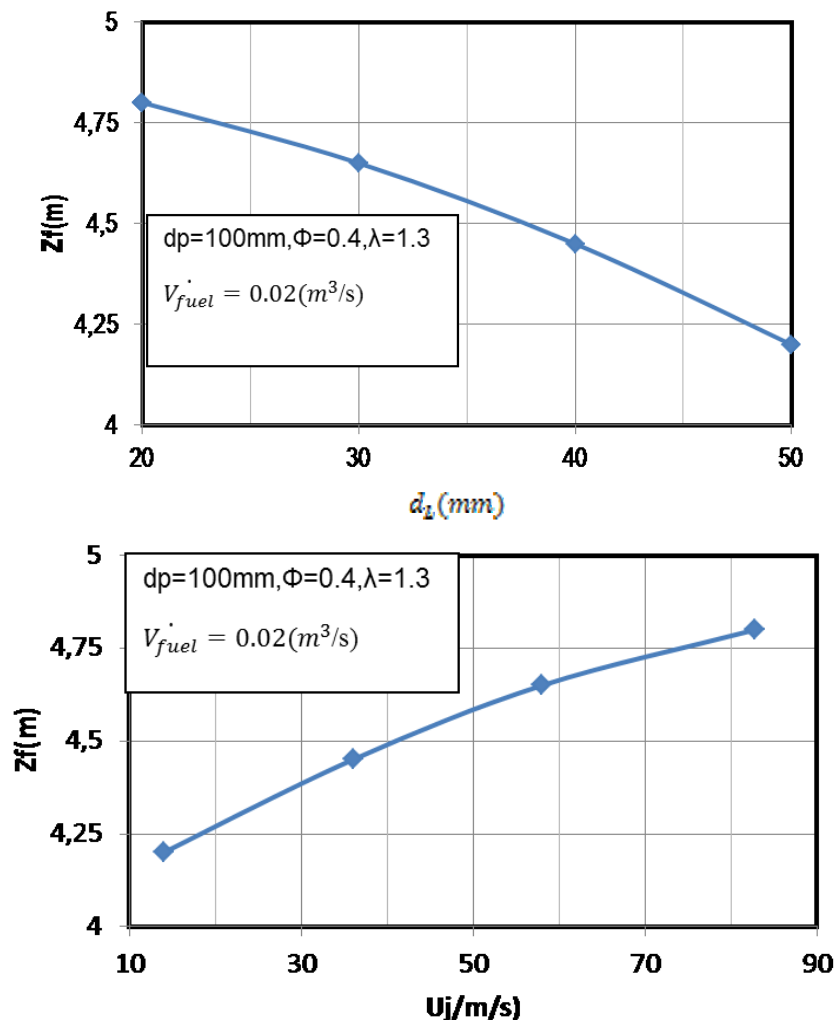


Bild 5.6: Flammenlänge in Abhängigkeit des Lanzendurchmessers und der Lanzenaustrittsgeschwindigkeit bei konstantem Brennstoffstrom

Der Einfluss der Partikeldurchmesser ist in **Bild 5.7** gezeigt. Die Flamme ist demnach umso kürzer, je kleiner die Steine sind.

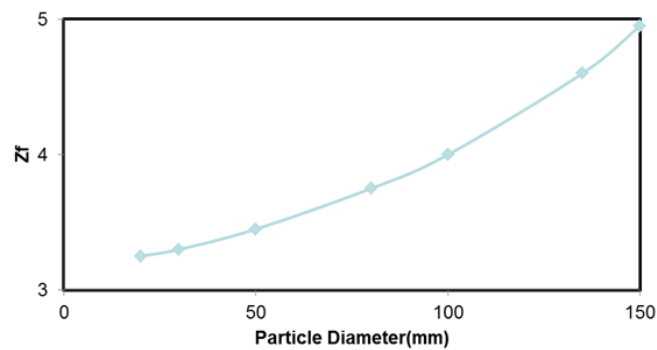


Bild 5.7: Einfluss des Partikeldurchmessers auf die Flammenlänge

5.1.2 Lanzenfeld

In GGR-Öfen sind stets mehrere Lanzen über dem Querschnitt verteilt, wie in **Bild 5.8** gezeigt ist. In diesem Beispiel sind 18 Lanzen verteilt.

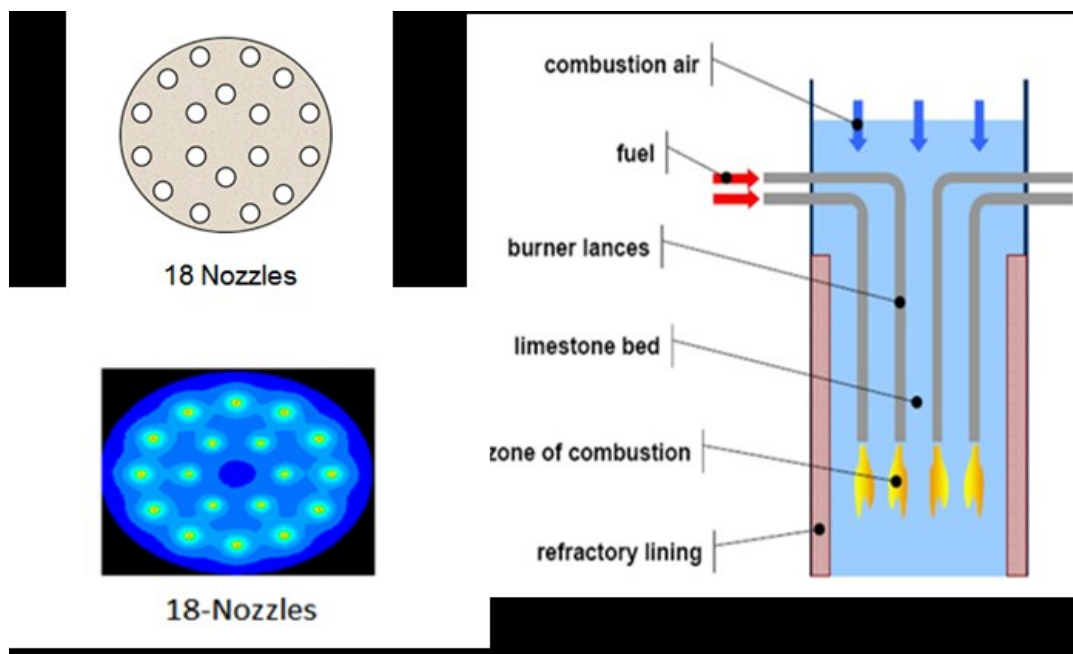


Bild 5.8: Schema des GGR-Ofens mit 18 Lanzen

Das zugehörige Feld der Brennstoffkonzentration ist in **Bild 5.9** dargestellt. Hieran ist auch der Einfluss der Überströmung in den zweiten Schacht zu erkennen.

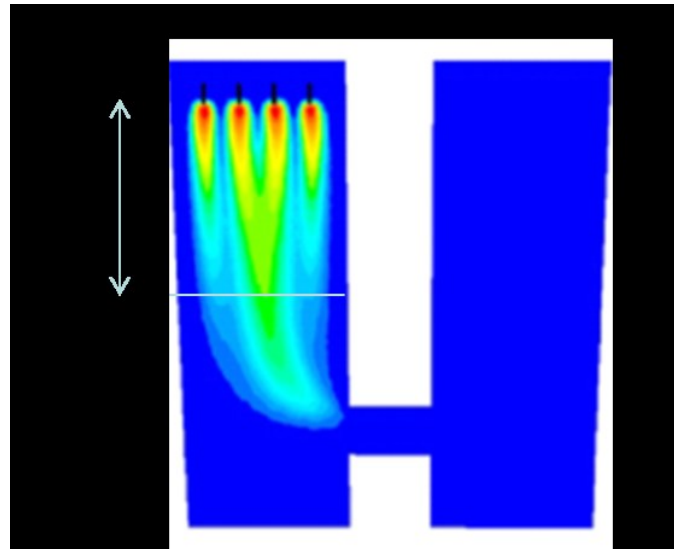


Bild 5.9: Methanekontur des GGR-Ofens

Der Kehrwert der Methankonzentration ist in **Bild 5.10** gezeigt. Mit der Anzahl der Lanzen nimmt demnach die Flammenlänge leicht ab.

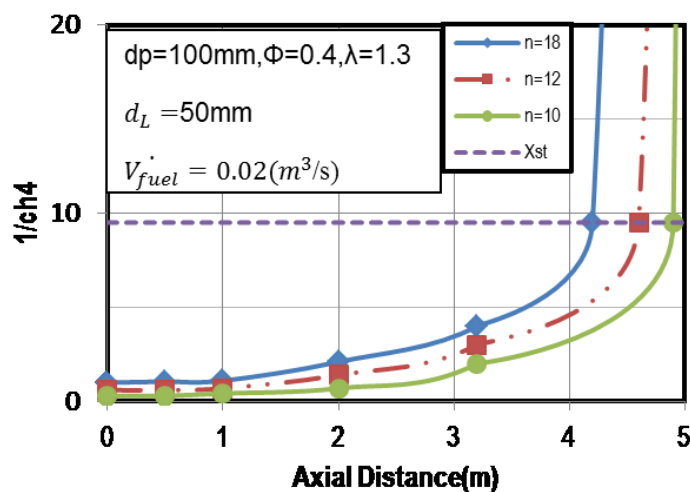


Bild 5.10: Einfluss der Anzahl der Lanzen auf die Flammenlänge

In **Bild 5.11** ist die Kontur der Temperaturen für verschiedene Anordnungen der Lanzen gezeigt. In Umfangsrichtung ist die Vermischung stets besser als in radialer Richtung. Dies wird im nächsten Kapitel für den Einschacht-Gegenstromofen noch besser zu sehen sein. In axialer Richtung bleiben die Flammenstrahlen in gesamten Schacht sichtbar.

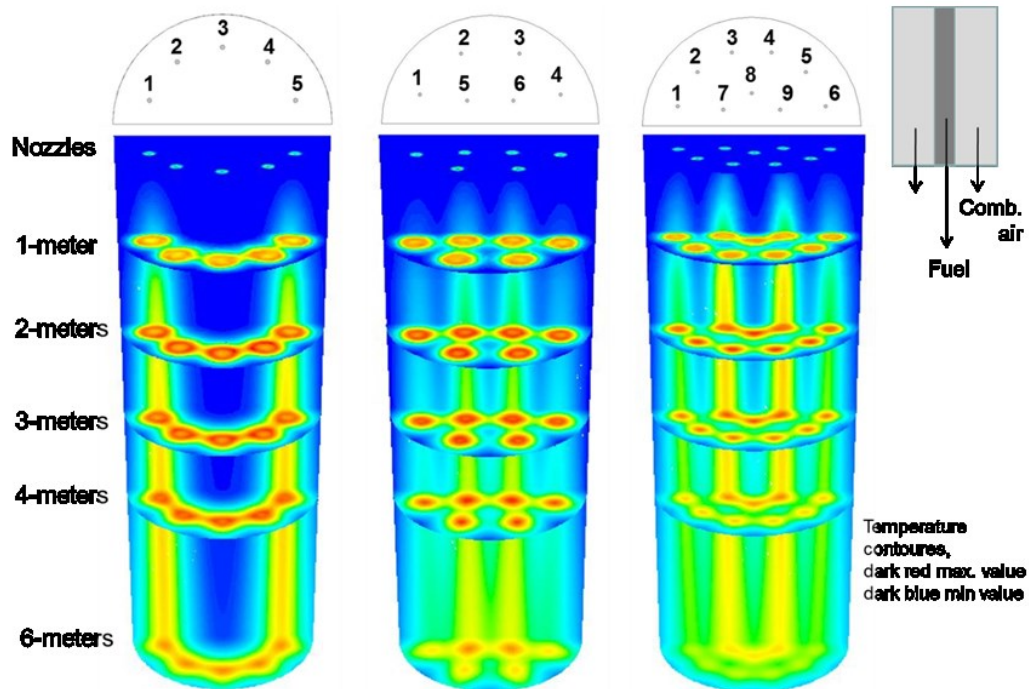


Bild 5.11: Temperaturfeld in GGR-Ofen bei verschiedener Lanzenanordnung

5.2 Strahleindringtiefe bei Einschacht-Gegenstromöfen

In **Bild 5.12** ist ein typischer Einschacht-Gegenstromofen dargestellt. Über zwei Ebenen wird jeweils mit sechs über dem Umfang verteilten Lanzen der Brennstoff eingeblasen.

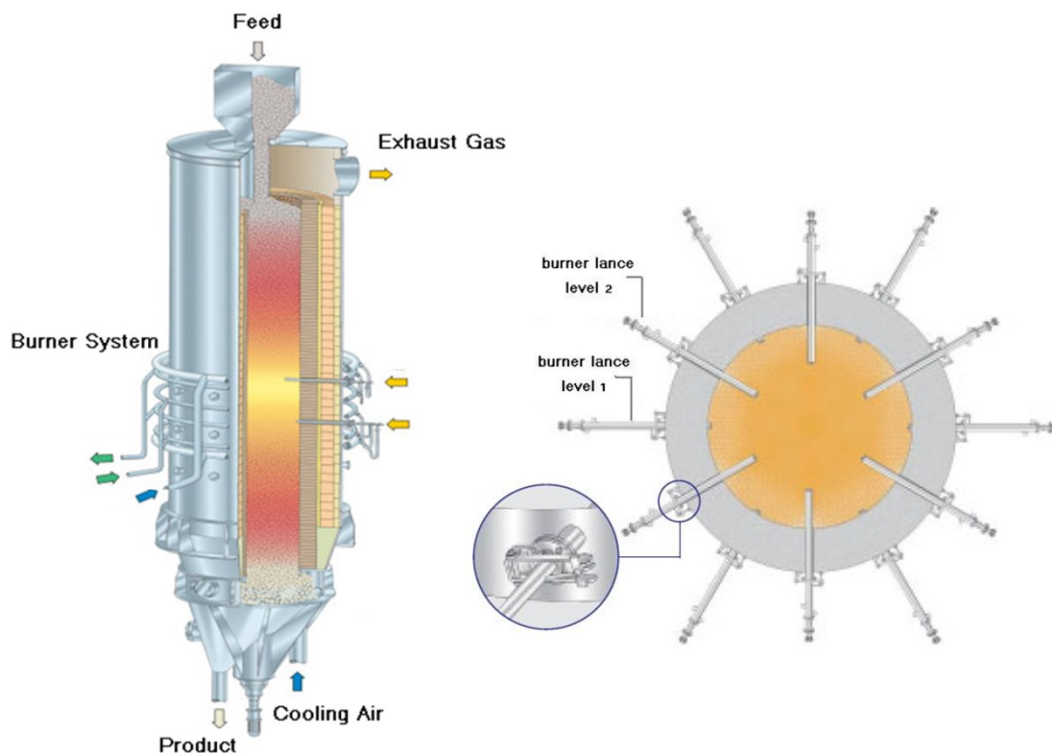


Bild 5.12: Prinzipbild des Einschacht-Gegenstromofens mit Einblasebenen

In **Bild 5.13** ist die Vernetzung für die numerische Berechnung gezeigt, und zwar für das RPM und PMM Modell. Beim PMM kommt man, wie eingangs bereits geschildert mit einer erheblich geringeren Anzahl von Zellen aus, wodurch die gesamte Berechnung des Ofens möglich wird.

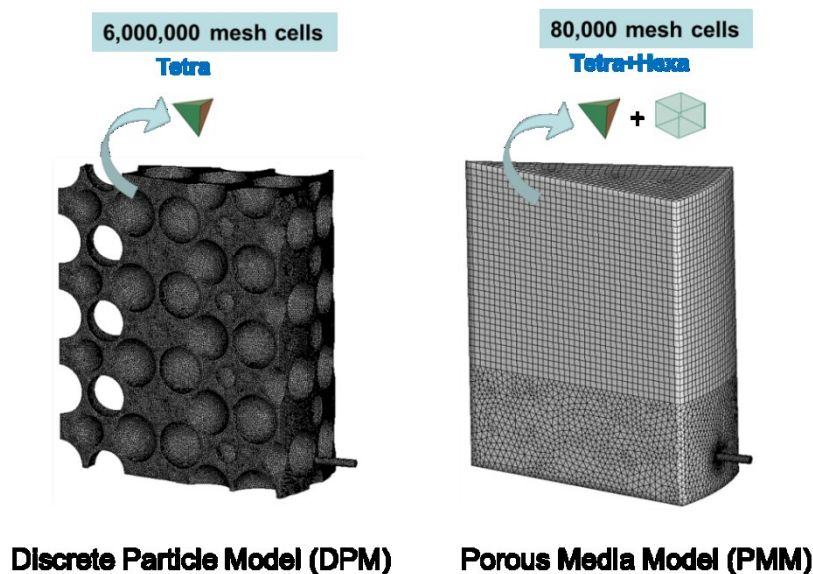


Bild 5.13: Vernetzung des Einschacht-Gegenstromofens beim RPM und PMM

Bild 5.14 zeigt die Kontur der Brennstoffverteilung für eine unterschiedliche Anzahl von über dem Umfang verteilten Lanzen. Der Brennstoff, hier Kohlenmonoxid, wird nur über eine Ebene eingblasen. Der Lanzendurchmesser ist konstant. Dadurch verringert sich die Austrittsgeschwindigkeit mit der Anzahl der Lanzen. Man erkennt, wie sich in Umfangsrichtung die Konzentration relativ schnell vergleichmäßigt. Der Durchmesser des Ofens beträgt 2 m. Nach der Höhe von einem Radius ist der Brennstoff über dem Umfang bereits gut verteilt. Acht über den Umfang verteilte Lanzen reichen also weitgehend aus. Es ist jedoch auch ersichtlich, dass selbst bei der sehr hohen Einblasgeschwindigkeit von 175 m/s die Strahlen nicht bis zur Mitte des Ofens vordringen. Daher wird zunächst auf die Eindringtiefe der Strahlen näher eingegangen.

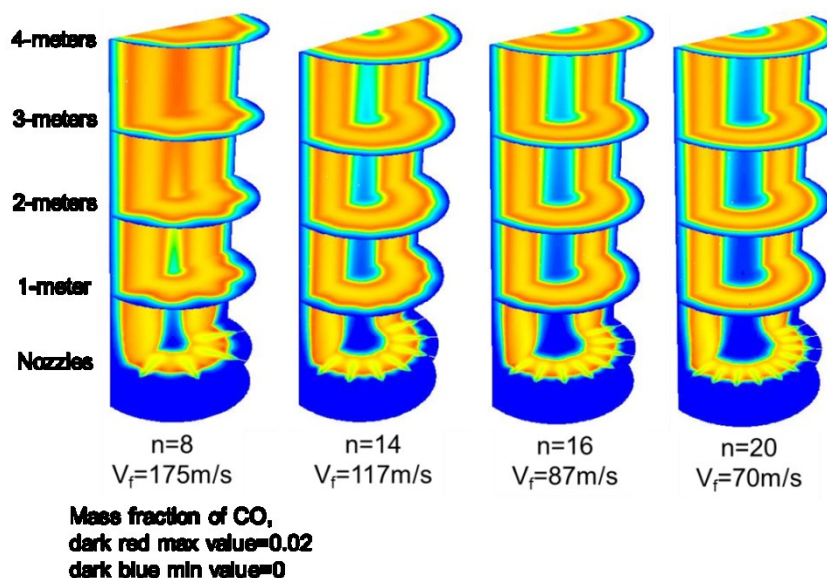


Bild 5.14: Kontur der CO Verteilung bei verschiedener Lanzenanzahl

In **Bild 5.15** ist ein radialer und ein axialer Querschnitt des Ofens gezeigt mit dem Feld der Brennstoffkonzentration. Der Brennstoff wird jeweils über acht Lanzen eingeblasen, jedoch mit stark unterschiedlicher Geschwindigkeit. Man erkennt, dass die Strahlen bereits nach einer Höhe von etwa einem Radius in die Vertikale umgelenkt sind. Nach einer Höhe von 2 m sind die Strahlen über dem Umfang zusammengewachsen. Die Strahlen sind bei der hohen Einblasgeschwindigkeiten etwas tiefer in die Schüttung eingedrungen. Das Maximum der Konzentrationsverteilung in radialer Richtung nach einer Höhe von 1 m wird als Eindringtiefe definiert. Diese verändert sich danach mit zunehmender Höhe nicht mehr.

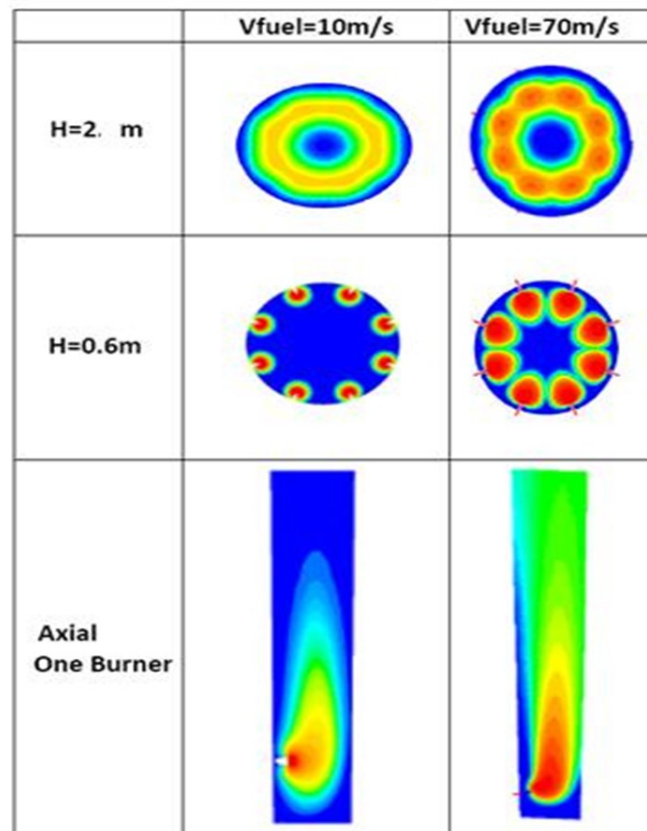


Bild 5.15: Vertikal- und Horizontalschnitt zur Ermittlung der Strahleindringtiefe

Die Eindringtiefe der Strahlen ist in **Bild 5.16** in Abhängigkeit des Verhältnisses vom eingeblasenen Volumenstrom \dot{V}_j zum von unten kommenden Volumenstrom \dot{V}_m gezeigt. Dieser letztere Volumenstrom ist die Kühlluft des Kalkes. Das obere Bild gilt für eine sehr große Partikelgröße von 100 mm, das untere für eine sehr kleine Partikelgröße von 30 mm. Parameter ist der Durchmesser des Ofens. Die Eindringtiefe ist daher auf den Radius zur besseren Vergleichbarkeit bezogen. Die Eindringtiefe steigt in beiden Fällen linear mit dem Volumenstromverhältnis an. Dies bestätigt die Erfahrung der Praxis. Hier wird der Volumenstrom der Kühlluft auf das Minimum beschränkt, um möglichst viel Verbrennungsluft mit dem Brennstoff radial einblasen zu können. Die Eindringtiefe hängt nur relativ geringfügig vom Ofendurchmesser ab. Bei größeren Öfen dringen demnach die Strahlen etwas tiefer ein. Aus den beiden Bildern ist erkennbar, dass die Strahlen bei größeren Partikeln tiefer eindringen als bei kleinen Partikeln.

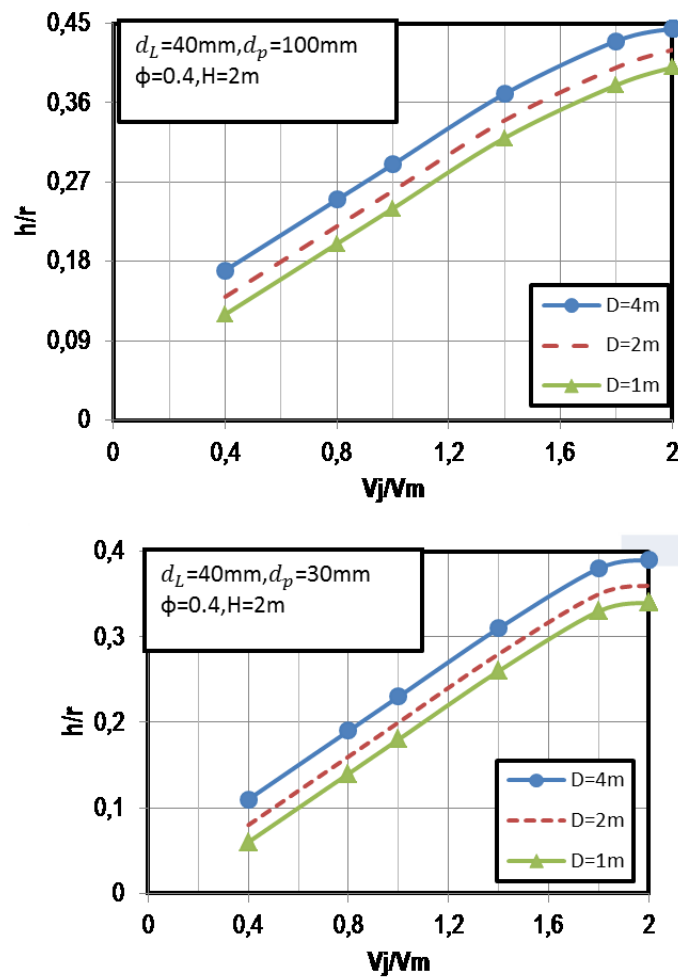


Bild 5.16: Relative Strahleindringtiefe in Abhängigkeit vom Verhältnis des eingeblasenen Volumenstroms zum Kühlluftvolumenstrom

Daher ist die Abhängigkeit von der Partikelgröße in **Bild 5.17** gesondert dargestellt, und zwar für zwei verschiedene Volumenstromverhältnisse. Gezeigt ist jeweils die Eindringtiefe mit und ohne Reaktion. Hieraus ist ersichtlich, dass die Verbrennung kaum Einfluss auf die Eindringtiefe ausübt.

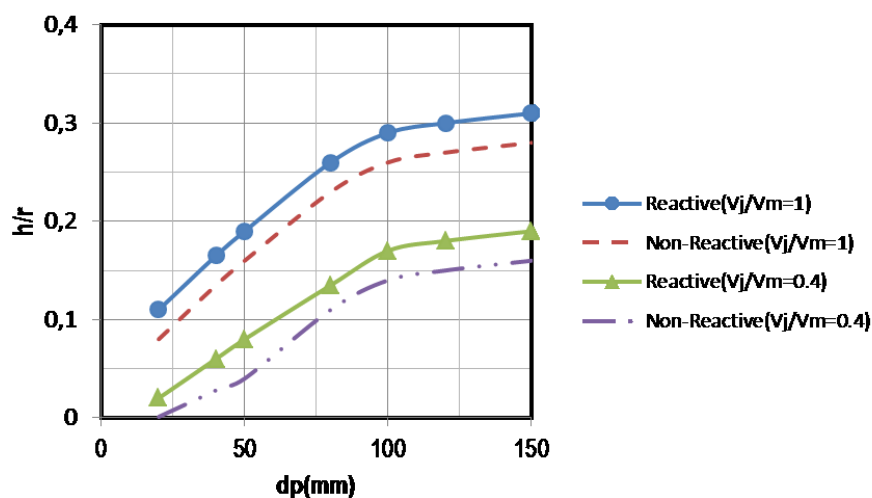


Bild 5.17: Relative Strahleindringtiefe in Abhängigkeit vom Partikeldurchmesser

In **Bild 5.18** sind der Einfluss der Einblasgeschwindigkeit und des Lanzendurchmessers auf die Eindringtiefe dargestellt. Die Volumenströme sind dabei konstant gehalten. Die Strahlen dringen demnach mit zunehmender Geschwindigkeit tiefer ein. Mit zunehmendem Lanzendurchmesser nehmen die Geschwindigkeit und damit die Eindringtiefe ab.

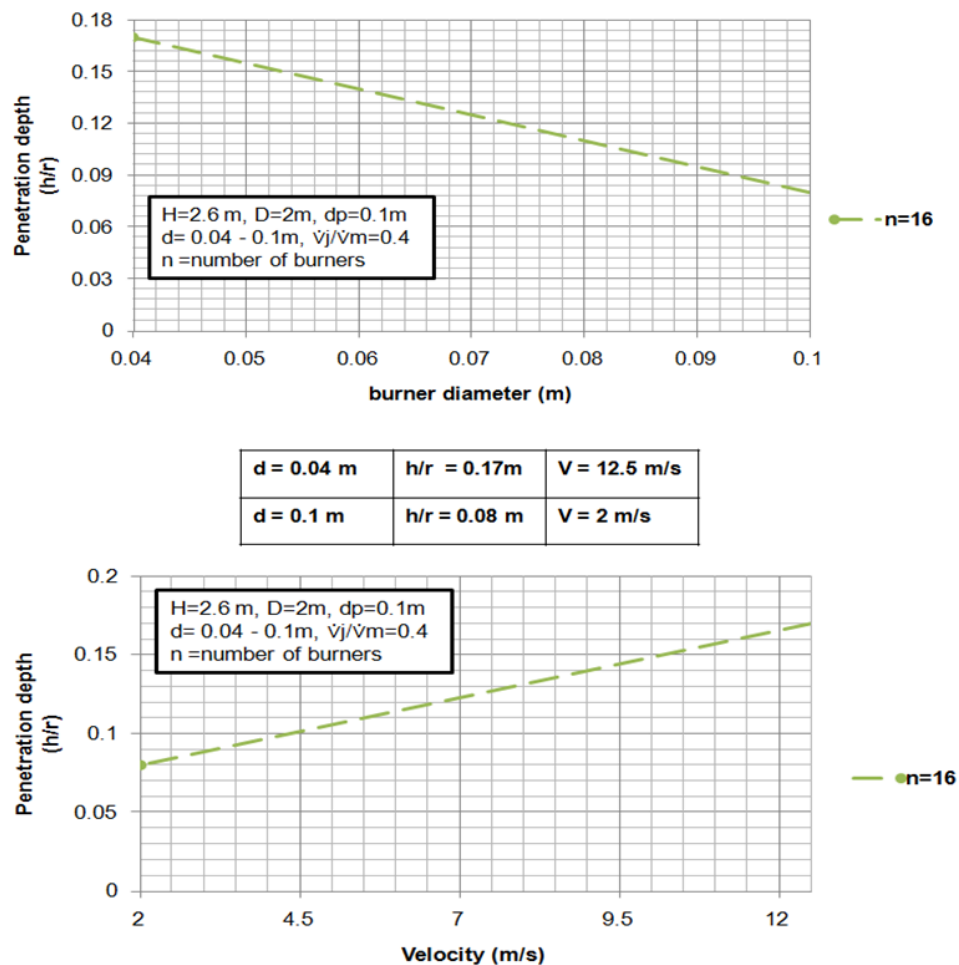


Bild 5.18: Relative Strahleindringtiefe in Abhängigkeit des Lanzendurchmessers und der Einblasgeschwindigkeit

In **Bild 5.19** ist schließlich noch der Einfluss der Anzahl der Lanzen dargestellt. Dieser ist demnach relativ gering. In **Bild 5.20** ist gezeigt, wie jedoch mit der Anzahl der Lanzen die Temperatur in Umfangsrichtung vergleichmäßigt werden kann.

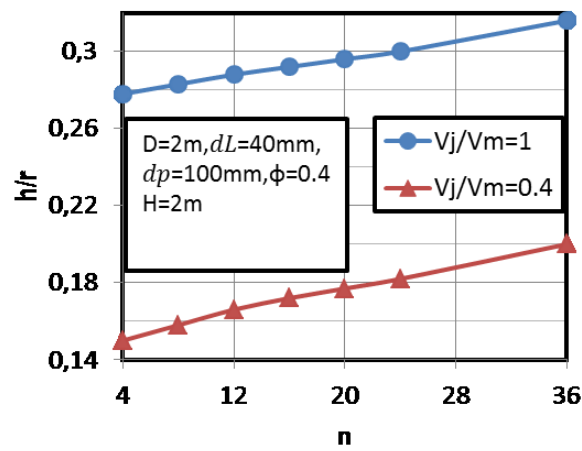
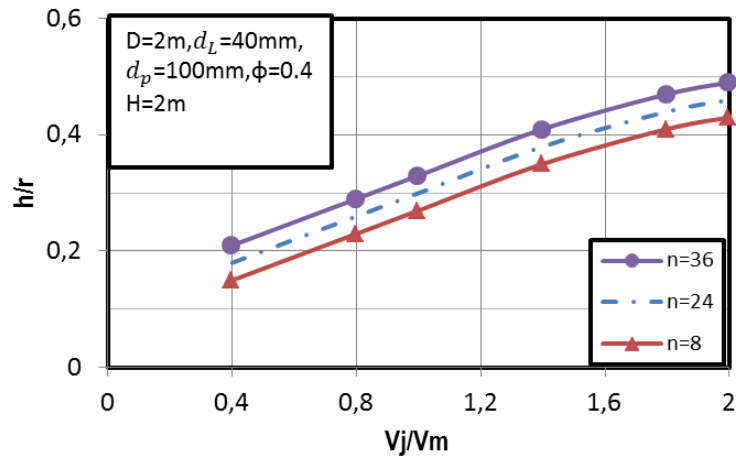


Bild 5.19: Relative Strahleindringtiefe in Abhängigkeit der Anzahl der Lanzen

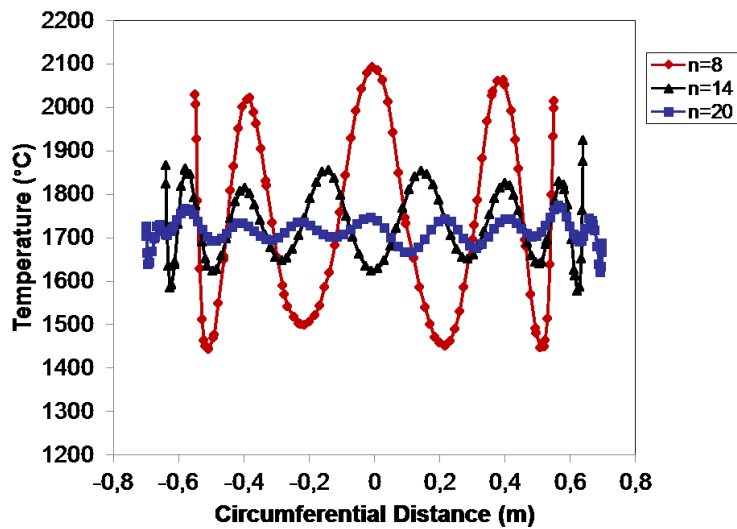


Bild 5.20: Temperaturverteilung über dem Umfang bei unterschiedlicher Anzahl der Lanzen

In **Bild 5.21** sind Konturen der Temperaturfelder im Querschnitt gezeigt. Auch bei sehr hoher Einblasgeschwindigkeit dringen die Strahlen nicht bis zur Mitte vor, worauf bereits hingewiesen wurde.

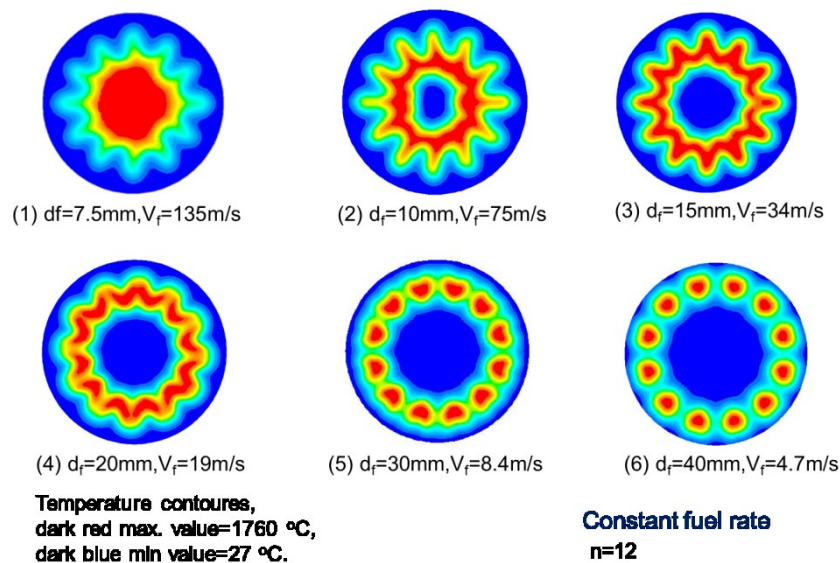


Bild 5.21: Temperaturverteilung im Querschnitt bei unterschiedlicher Anzahl der Lanzen

Daher wird noch auf die Wirkung der Lanzentiefe im Schüttbett eingegangen. **Bild 5.22** zeigt die Temperaturkonturen eines Ofens mit 12 Lanzen in einer Einblaseebene. Im linken Teilbild stecken alle Lanzen 100 mm tief im Schüttbett. Im mittleren Teilbild stecken nur 6 Lanzen 100 mm im Bett, die anderen 6 Lanzen stecken dagegen 200 mm im Bett. Im rechten Teilbild stecken 6 Lanzen 300 mm tief im Bett. Demnach ist also mindestens eine Lanzentiefe von 300 mm erforderlich, um eine Wirkung in der Mitte des Ofens zu erzielen.

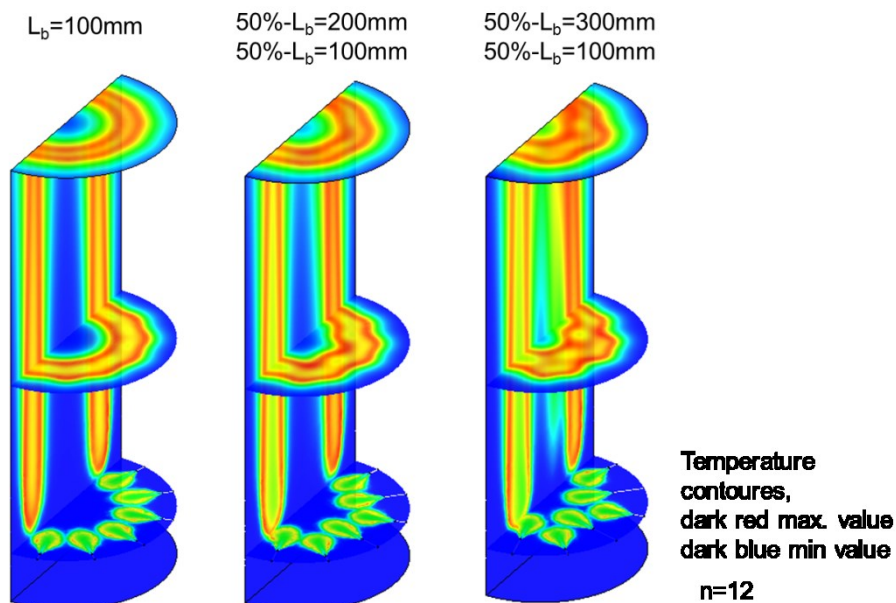


Bild 5.22: Räumliches Temperaturfeld bei unterschiedlichen Einstecktiefen der Lanzen

In **Bild 5.23** ist schließlich noch der Fall dargestellt, dass der Brennstoff über zwei Lanzenebenen eingeblasen wird. Variiert ist sowohl die Eindringtiefe der Lanzen als auch die Verteilung des Brennstoffs auf die beiden Ebenen. Die Lanzen der oberen Ebene sollten

demnach etwas tiefer in der Schüttung stecken und mit weniger Brennstoff beaufschlagt werden.

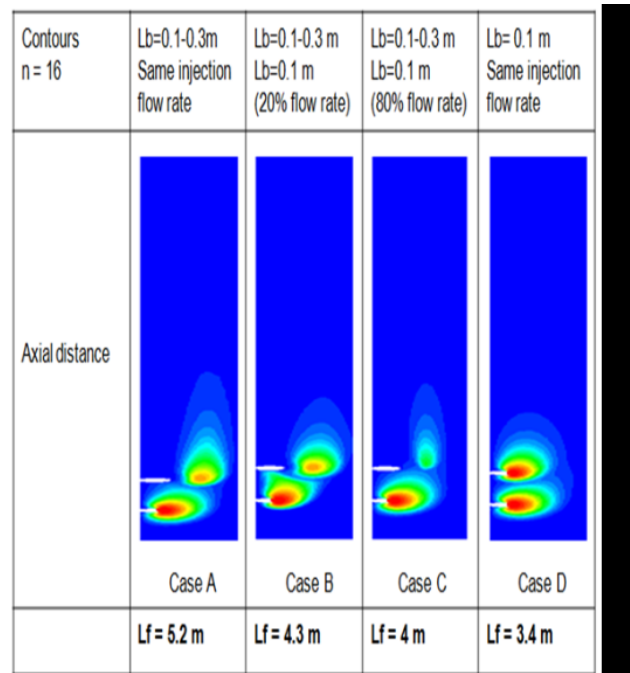


Bild 5.23: Temperaturfeld und Flammenlänge bei zwei Einblasebenen

5.3 Flammenlänge

Im Folgenden wird noch näher auf die Flammenlänge eingegangen. Die Länge der Flamme wird hier als der Ort definiert, bei der die Brennstoffkonzentration auf den stöchiometrischen Wert abgefallen ist. Diese Definition ergibt die beste Vergleichbarkeit der verschiedenen Bedingungen.

In **Bild 5.24** sind die axialen Verläufe von Methan auf der Strahlachse für verschiedene Luftzahlen gezeigt. Weiterhin ist in einer Tabelle die Flammenlänge angegeben. Diese verkürzt sich demnach mit der Luftzahl.

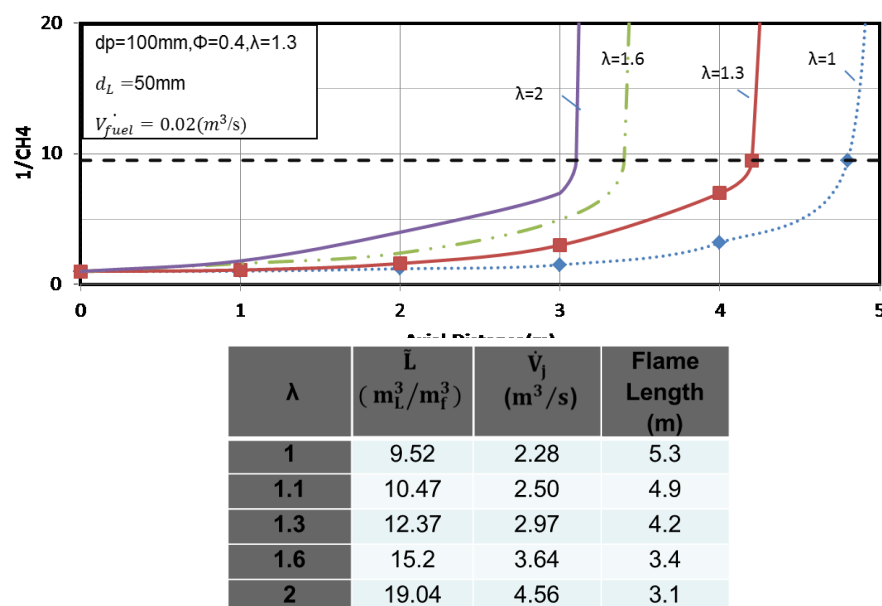


Bild 5.24: Axiales Konzentrationsprofil und Flammenlänge bei verschiedenen Luftzahlen

In **Bild 5.28** ist für die verschiedenen Brenngase der axiale Verlauf der Brennstoffkonzentration gezeigt, und zwar für eine typische Luftzahl von 1,3. In der Tabelle ist die Länge der Flammen angegeben, und zwar sowohl für den Einschacht-Gegenstromofen (EG) als auch für den GGR-Ofen. Erdgas als Brennstoff ergibt also die längsten Flammen. Die Länge der Flammen ist beim GGR-Ofen vergleichsweise kürzer als beim Einschacht-Gegenstromofen.

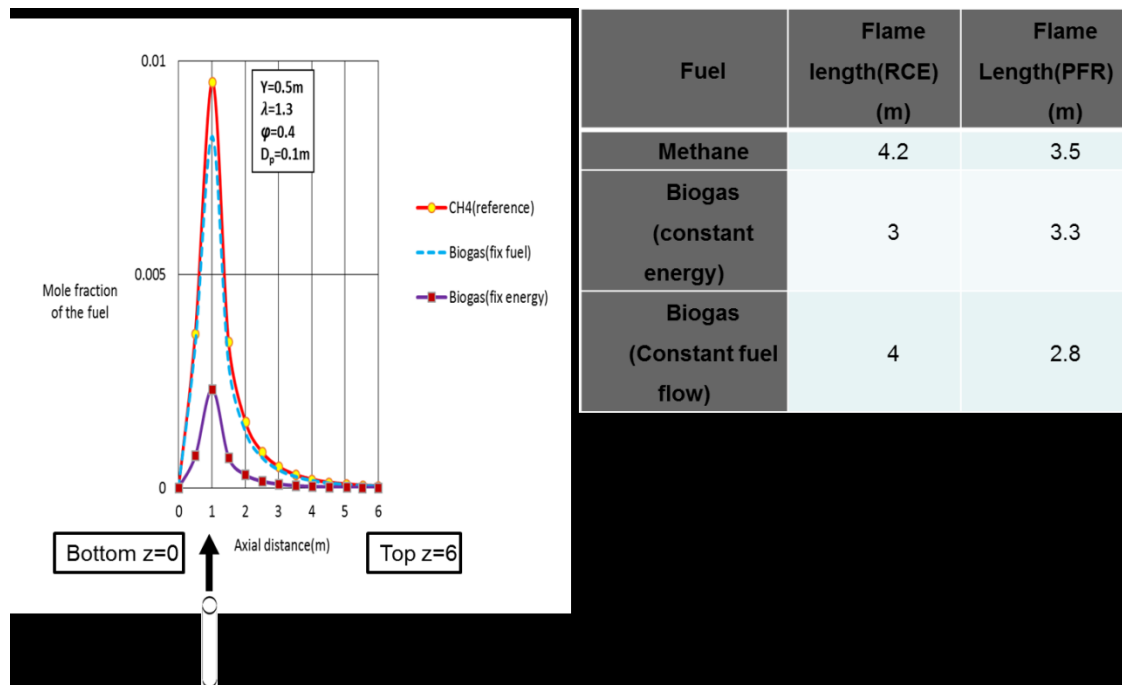


Bild 5.28: Axiales Konzentrationsprofil und Flammenlänge bei verschiedenen gasförmigen Brennstoffen

In **Bild 5.29** sind die axialen Verläufe der Konzentration und die Flammenlänge in gleicher Darstellung wie zuvor für einige flüssige Brennstoffe angegeben. Die Flammenlänge ist umso kürzer, je geringer der Kohlenstoffanteil im Brennstoff ist. Die Flammenlängen sind wiederum beim GGR-Ofen etwas kürzer als beim Einschacht-Gegenstromofen. Bei flüssigen Brennstoffen sind die Flammen im Schnitt etwas kürzer als bei gasförmigen Brennstoffen.

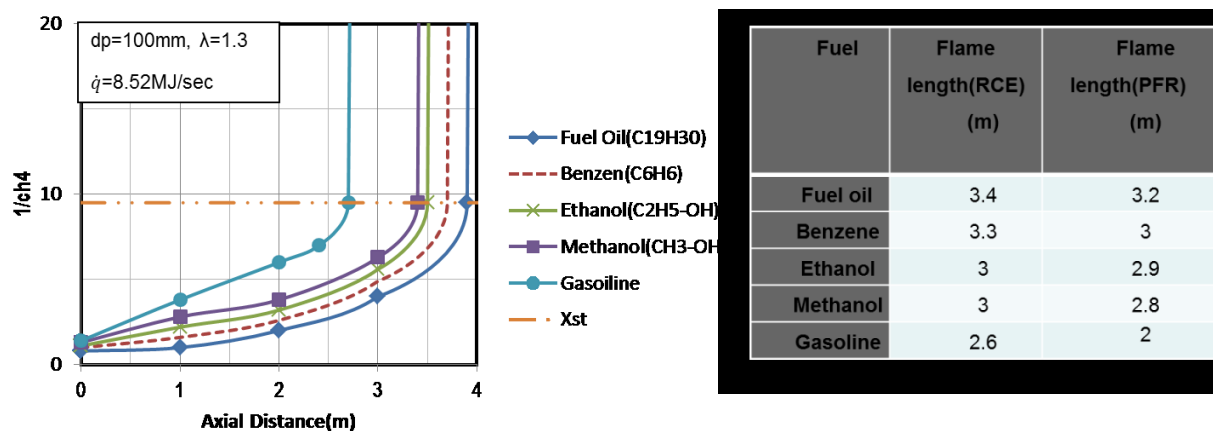
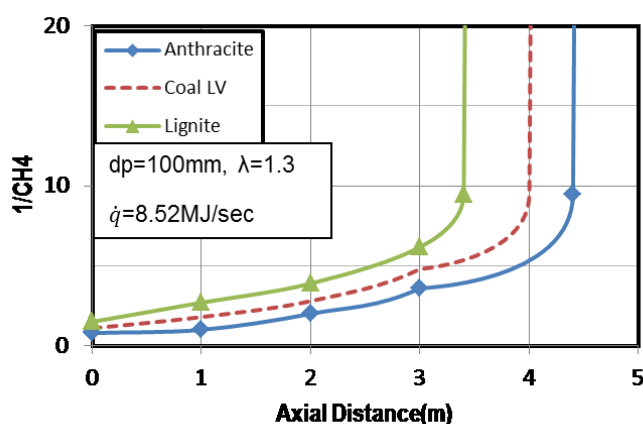


Bild 5.29: Axiales Konzentrationsprofil und Flammenlänge bei verschiedenen flüssigen Brennstoffen

In **Bild 5.30** sind die gleichen Verhältnisse schließlich noch für feste Brennstoffe gezeigt. Stäube aus Anthrazitkohle ergeben die längsten Flammen, Stäube aus Braunkohle die kürzesten Flammen. Bei GGR-Öfen sind auch hier die Flammen etwas kürzer als bei Einschacht-Gegenstromöfen.



Fuel	Flame length (RCE) (m)	Flame length (PFR) (m)
Anthracite	4	3.7
Coal lv	3.6	3.3
Lignite	3.3	2.7

Bild 5.30: Axiales Konzentrationsprofil und Flammenlänge bei verschiedenen festen Brennstoffen

6. Gegenüberstellung geplanter und durchgeführter Arbeiten, Verwendung der Zuwendung

Der Arbeitsschritt 1, die Strömungsmodellierung als Real Partikel Modell, wurde wie geplant, durchgeführt. Der Arbeitsschritt 2 war die Modellierung der Schüttung als poröses Medium. Da die Ergebnisse des Porous Media Modell (PMM) nicht mit den Messergebnissen übereinstimmten, mussten Parameteranpassungen durchgeführt werden, um wie erläutert, eine befriedigende Übereinstimmung mit den Messergebnissen zu erhalten. Dadurch verlängerte sich die Bearbeitungszeit von 2 auf 5 MM. Beim Arbeitsschritt 3, Durchführung von kalten Laboruntersuchungen zur Mischung, musste erweitert werden. Geplant waren nur Messungen mit Kugelschüttungen von 52 mm. Zur Validierung des PMM mussten jedoch zusätzlich auch Messungen mit Sand und feinem granularem Klinker bis 4 mm durchgeführt werden. Dadurch verlängerte sich die Arbeitszeit von 4 auf 8 MM. Daher wurde der Arbeitsschritt 4, heiße Laboruntersuchungen, geplant mit 2 MM, ausgesetzt. Durch die heißen Versuche hätten sich keine neuen Erkenntnisse ergeben. Der beantragte Facharbeiter wurde für die Versuche voll benötigt. Die anderen Arbeitsschritte wurden – wie geplant – abgearbeitet. Es wurde daher insgesamt eine kostenneutrale Verlängerung von 5 MM durchgeführt. Die Mittel für den HIWI wurden insbesondere auch wegen der Verlängerung voll benötigt.

Personaleinsatz:

Forschungsstelle	2013	2014	2015
FST 1: HPA A	1 MM	2 MM	4 MM
FST 2: HPA A	3,5 MM	11 MM	7,5 MM

7. Nutzen und wirtschaftliche Bedeutung der angestrebten Forschungsergebnisse in KMU

7.1 Voraussichtliche Nutzung der angestrebten Forschungsergebnisse in KMU

Die Ergebnisse des Forschungsvorhabens fließen direkt in die beiden entwickelten Simulationsprogramme für Brennprozesse in Kalkschachtöfen ein. Auf Basis der Kenntnis der Temperaturverläufe und der Zersetzungsverläufe der verschiedenen großen Steine kann dann die Qualität des Kalkes gezielter beeinflusst werden. So wird der Rest-CO₂-Gehalt, der vornehmlich die großen Steine betrifft, über die Betriebsbedingungen, wie Durchsatz und Energieeinsatz, einstellbar werden. Es wird auch abschätzbar sein, in wie weit ein höherer Aufwand bei der Klassierung der Steine vor dem Ofeneinsatz die Brennqualität verbessert, eventuell der Energieverbrauch reduziert und die Produktivität über einen erhöhten Durchsatz steigert. Die Vorhersage über die Brennbedingungen über Kalksteine unterschiedlicher Herkunft wird erheblich vereinfacht. Die Anpassung des Kalzinierungsvorganges und des Überbrennen des Kalksteines bzw. des Kalkes kann somit auf unterschiedliche Brennstoffe mittels Berechnung in bestehenden Öfen angepasst werden. Zum einen kann somit die Auswahl von Brennstoffen unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten erfolgen, ohne Qualitätseinbußen zu haben. Zum anderen kann der optimale Betriebspunkt der Verbrennung im Ofen ermittelt werden, was zu optimalen Brennstoffverbräuchen und Emissionen führt. Ferner können an bestehenden Zonen, in denen hohe Betriebstemperaturen herrschen bestimmt werden, Aus diesen Ergebnissen lassen sich dann die Feuerfestqualitäten festlegen. Letztendlich wird dadurch auch die Auslegung von Kalköfen sicherer gemacht.

Auf Basis der Ergebnisse können die Produktionsbetriebe optimaler auf Produktionsschwankungen reagieren. Durch die nun mögliche gezielte Einstellung der Verbrennungsführung lässt sich nicht nur die Qualität vergleichmäßigen sondern es kann der Energieverbrauch stets optimal angepasst werden, was letztendlich auch zu einer Senkung des Energieverbrauches führt.

In dem Projektbegleitenden Ausschuss waren alle deutschen Kalkproduzenten vertreten. Die meisten von diesen sind mittelständisch geprägt. Die Ergebnisse können dadurch direkt in die Produktion einfließen. In dem Ausschuss waren ebenfalls Kalkofenbauer vertreten.

Die Ergebnisse können also direkt nach Ende des Forschungsvorhabens innerhalb kürzester Zeit in die industrielle Praxis (Anlagenoptimierung und -auslegung) umgesetzt werden. Nach der direkten Veröffentlichung der Ergebnisse stehen allen interessierten Firmen die Modelle unmittelbar zur Umsetzung zur Verfügung.

8. Wichtige Positionen im zahlenmäßigen Nachweis

Personalausgaben

Der geplante Aufwand an PM Techniker war für die vielen Messungen an der Versuchsanlage notwendig.

Die notwendigen Verbesserungen der Simulation waren wesentlich komplexer und aufwendiger zu bearbeiten. Sie stellen den Hauptgrund für die Notwendigkeit des deutlich höheren Einsatzes an PM Wissenschaftler dar.

Zusammenfassend lässt sich sagen, dass die im Ansatz bewilligten und abgerechneten PM im Hinblick auf die wissenschaftliche Bearbeitung des Forschungsvorhabens notwendig und angemessen waren.

Der tatsächlich benötigte Zeitaufwand lag höher als durch den zahlenmäßigen Nachweis belegt. Wie bereits im Rahmen der Erläuterungen zum Einzelfinanzierungsplan dargestellt, hat die Forschungsstelle, die sich aus den erforderlichen Arbeiten ergebenden höheren Personalausgaben aus eigenen Mitteln bestritten.

Ausgaben für Gerätebeschaffung und Leistungen Dritter waren nicht geplant.

9. Plan zum Ergebnistransfer in die Wirtschaft

Der Informationstransfer zu den Unternehmen und in die Wirtschaft wird auf vielen Wegen stattfinden.

- In dem äußerst KMU geprägten projektbegleitenden Ausschuss waren sowohl eine Reihe von Anlagenbauern als auch Anlagenbetreibern integriert. Zudem waren auch Zulieferfirmen beteiligt. Dadurch konnten viele Ergebnisse bereits bei diesen Firmen durch den direkten Verbund umgesetzt werden.
- Darüber hinaus wird halbjährlich bei den Sitzungen des Arbeitskreises Brennen des Ausschusses Technik, Recht, Umwelt der Mitgliedsvereinigung berichtet.
- Die Ergebnisse werden in die vorhandenen Simulationsprogramme für den Einschacht-Normalofen und Gleichstrom-Gegenstrom-Regenerativofen eingebaut. Über diese Simulationssoftware kann jedes Unternehmen die Ergebnisse nutzen und umsetzen.
- Die Ergebnisse werden in den industrienahen Zeitschriften Zement, Kalk, Gips, Cement int.; Gas Wärme; usw. veröffentlicht.
- Auf dem Gebiet der Ausbildung werden die Ergebnisse im Rahmen der Lehrtätigkeiten Verbrennungstechnik sowie Process Engineering of Metals and Ceramics an der Universität Magdeburg vermittelt.
- Des Weiteren werden die Ergebnisse im Bereich der Weiterbildung auf einschlägigen Fachkonferenzen und Seminaren vermittelt. (Process Net VDI Jahrestagung des Fachausschusses „Wärme- und Stoffübertragung“ und „Hochtemperaturtechnik“, Februar/März, jeweils jährlich; Jahrestagung des Fachausschusses „Wärmetechnik“ der Deutschen Keramischen Gesellschaft DKG, Februar/März, jährlich. Teilergebnisse wurden auf dem Deutschen Flammentag vorgestellt.
- Nach Beendigung des Vorhabens werden die Ergebnisse in direktem Kontakt mit den einschlägigen Firmen umgesetzt im Hinblick auf deren Ofendimensionen und stofflichen Prozessen.

geplante spezifische Maßnahmen	Art des Transfers	Ziel	Datum/Zeitraum <u>nach</u> dem Bewilligungs- zeitraum
Ansprache potenziell interessierter Unternehmen außerhalb des PA	a) Themenabstimmung mit der Forschungsgemeinschaft b) Individuelle Ansprache von Unternehmen mit spezifischen Knowhow zum gegenseitigen Kenntnistransfer c) Präsentation der Ergebnisse auf den öffentlichen Tagungen/Veranstaltungen der Forschungsgemeinschaft d) Präsentation und Ausstellung auf der Messe „Thermprocess 2018“	Einbindung interessierter Unternehmen, Forschungsgemeinschaften und Verbände; somit direkter Ergebnistransfer in die Industrie	c) 1. – 2. Quartal d) 06./07. 2017
Publikation der Projektergebnisse im Internet	a) Information durch Newsletter b) Einstellen von Zusammenfassungen auf der Homepage des Instituts und der Forschungsgemeinschaft	Verbreitung der Ergebnisse an interessierte Unternehmen ggf. auch branchenübergreifend (Umwelt-, Prozess-, Energietechnik, chemische Industrie, Metallindustrie)	1. Quartal
Wissenschaftliche Publikationen/Dissertationen, in Fachzeitschriften oder sonstigen gedruckten Veröffentlichungen	a) Bachelor- und Masterarbeiten sowie Dissertationen b) Veröffentlichung in z. B. „Zement, Kalk, Gips“; „Gas Wärme Int.“; „Chemical Engineering Science“; „Chemical Engineering Technology“; „Modelling and Simulation in Engineering“; „Metallurgical Transactions“ c) Einreichung von Fachbeiträgen d) Einstellen in die Universitätsbibliothek	a) Vermitteln von wissenschaftlichen Kenntnissen und Heranführen an eigenständiges wissenschaftliches Arbeiten b) Verbreitung der Ergebnisse an interessierte Unternehmen und Fachleute national und international	ca. 1 Jahr oder bei Bedarf

geplante spezifische Maßnahmen	Art des Transfers	Ziel	Datum/Zeitraum <u>nach</u> dem Bewilligungs- zeitraum
Weitergabe von ausführlichen Forschungsberichten	a) Vertrieb über externe Verlage b) Herausgabe auf individuelle Anfrage	Verbreitung der Ergebnisse an interessierte Unternehmen und Fachleute national und international	fortlaufend
Individuelle Umsetzung in Unternehmen	Erstellung benutzerfreundlicher Masken, um das entwickelte Programm auf Öfen bestimmter Industriebetriebe zuzuschneiden	Optimierung der Prozesse, Auslegung neuer Öfen	fortlaufend
Vorträge und Präsentationen			
in den Arbeitskreisen der Forschungsgemeinschaft oder Seminaren	a) Tagungen der Forschungsgemeinschaft b) Mitgliederversammlung und/oder Beiratssitzung	Information der Mitglieder der Forschungsgemeinschaft und interessierte Fachleute	2. Quartal Abschlussbericht
in anderen Fach- und Branchenverbänden und auf Fachtagungen	a) Vorträge auf der Process Net VDI Jahrestagung des Fachausschusses „Hochtemperaturtechnik“ b) der Jahrestagung des Fachausschusses „Wärmetechnik“ der Deutschen Keramischen Gesellschaft DKG	Nationaler und internationaler Ergebnistransfer	jeweils 1 x jährlich (Februar/März)
auf Konferenzen	a) Vorträge auf der International Conference on Measurement and Control of Granular Materials b) International Conference on Thermal Process Modeling and Computer Simulation c) International Heat Transfer Conference	Verbreitung der Ergebnisse im Rahmen internationaler Tagungen und Konferenzen	bei Bedarf ab 2017

geplante spezifische Maßnahmen	Art des Transfers	Ziel	Datum/Zeitraum <u>nach</u> dem Bewilligungs- zeitraum
Einbeziehung von Multiplikatoren	Kooperationen Forschungsgemeinschaft Industrieofenbau (FOGI) Deutsche Keramische Gesellschaft (DKG) Verein Deutscher Zementwerke (VDZ) Forschungsinstitut der Zementindustrie Zuckerindustrie, Sodaindustrie	Zusammenarbeit in der Forschungslandschaft Knowhow-Transfer in die Forschungslandschaft Stärkung des Forschungsstandortes Deutschland	innerhalb des 1. Jahres fortlaufend
Übernahme der Ergebnisse in Lehre und Weiterbildung	Einbeziehung der Ergebnisse in die Lehrveranstaltungen: wärme- und Stoffübertragung; Process Engineering of Metals and Ceramics, Verbrennungstechnik	Anleitung der Studenten zur Anwendung der Ergebnisse in die Praxis	fortlaufend
Beratung und Weiterbildung in Unternehmen	Organisation und Durchführung von Workshops und Seminaren in interessierten Unternehmen (2-tägig) Freistellung von Mitarbeitern zur Beratung und Problemstellung	Erarbeitung des erforderlichen Kenntnisstandes und Weiterbildung der Unternehmensmitarbeiter Mitarbeiter werden mit Ergebnissen vertraut gemacht und die Anwendung auf den Ofenbetrieb geschult	fortlaufend auf Anfrage

10. Danksagung

Das IGF-Vorhaben IGF/AiF-Nr. 16693N der Forschungsvereinigung Kalke und Mörtel e.V., wurde über die AiF im Rahmen des Programms zur Förderung der industriellen Gemeinschafts-forschung und –entwicklung (IGF) vom Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie aufgrund eines Beschlusses des Deutschen Bundestages gefördert.

Wir danken den Mitgliedern der projektbegleitenden Arbeitsgruppe für die technisch-wissenschaftlichen Diskussionen.

Besonderer Dank gilt auch den Kooperationspartnern für die kompetente Unterstützung bei der Durchführung der Messungen an den verschiedenen Kalköfen.

11. Durchführende Forschungsstelle

Forschungsstelle 1

Forschungsinstitut der Forschungsgemeinschaft Kalk und Mörtel
Annastraße 61-71
50968 Köln
Tel.: +49 221 93 4674-43
Fax: +49 221 93 4674-14

Leiter der Forschungsstelle 1: Dr.-Ing. rer. Nat. Sven-Olaf Schmidt

Forschungsstelle 2

Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg
Institut für Strömungstechnik und Thermodynamik
Universitätsplatz 2
39106 Magdeburg
Tel.: +49 391 67-58765
Fax: +49 391 67-12762

Leiter der Forschungsstelle 2: Prof. Dr.-Ing. E. Specht

Köln, den 06. Juni 2016

Unterschrift Forschungsstelle 1

Magdeburg, den 06. Juni 2016

Unterschrift Forschungsstelle 2

12. Schrifttumsverzeichnis

- [1] Hai Do, D.; Specht, E.; Kehse, G.: Simulation of lime calcination in PFR kiln – Influence of energy input and lime throughput. Cement Lime Gypsum (ZKG) 12 (2011), 52-64.
- [2] Hai Do, D.; Specht, E.; Kehse, G.; Ferri, V.; Christiansen, T. L.; Bresciani, P.: Simulation of lime calcination in PFR kiln – Influence of source and size of limestone. Int. Journal of Cement Lime Gypsum, 4 (2012) 56-65.
- [3] Hai Do, D.; Specht, E.; Kehse, G.; Schmidt, O.; Frank, S.: Comparisons of simulated and measured temperature profiles in PFR and RCE kilns. Int. Journal of Cement Lime Gypsum, 7 (2012) 64-72.
- [4] Hallak, B.; Specht, E.; Herz, F.; Gröpler, R.; Warnecke, G.: Simulation of lime calcination in Normal Shaft Kilns – Mathematical Model. Int. Journal of Cement Lime Gypsum 9 (2015) 66-71.
- [5] Hallak, B.; Specht, E.; Herz, F.; Gröpler, R.; Warnecke, G.: Simulation of lime calcination in Normal Shaft Kilns – Influence of process parameters Int. Journal of Cement Lime Gypsum 10 (2015) 46-50.
- [6] Hallak, B.; Herz, F.; Specht, E.; Gröpler, R.; Warnecke, G.: Simulation of limestone calcination in normal shaft kilns – Part 3: Influence of particle size distribution and type of limestone. Int. Journal of Cement Lime Gypsum 3 (2016), 64-68.
- [7] Silva, M.; Specht, E.; Schmidt, J.: Thermophysical properties of limestone as a function of origin. Part 1: specific heat capacities. Cement Lime Gypsum No 2 (2010) 55-62.
- [8] Silva, M.; Specht, E.; Schmidt, J.: Thermophysical properties of limestone as a function of origin. Part 2: Calcination enthalpy and equilibrium temperature. Cement Lime Gypsum Int. (2010) No 6, 51-57.
- [9] Silva, M.; Specht, E.; Schmidt, J.; Al-Karawi, J.: Influence of the origin of limestone on its decomposition temperature and on the specific heat capacity and conductivity of lime. High Temperature-High Pressure 38 (2010), 361-378.
- [10] Cheng, C.; Specht, E.; Kehse, G.: Influence of origin and material property of limestone upon its decomposition behaviour in shaft kilns. Cement, Lime, Gypsum 60 (2007) No. 1, 51-61.
- [11] Kainer, H.; Specht, E.; Jeschar, R.: Pore diffusion, reaction and thermal conduction coefficients of various limestones and their influence on decomposition time. Cement, Lime, Gypsum 39 (1986), 5, 259-268 (deutsch).
Cement, Lime, Gypsum 39 (1986), 7, 214-219 (englisch).

13. Anhang

Anhang 1: Versuchsergebnisse

Anhang 2: CFD-Modellierung RPM

Anhang 3: CFD-Modellierung PMM

3.1. Experimental Apparatus setup

The experimental measurements inside the shaft kilns are very expensive and very complicated because the kilns are not designed for measurement purposes but for production. An experimental setup was constructed to investigate the flow mixing in the packed bed. The schematic representation of the experimental system is shown in [Figure 3.1](#). It consists of; cubic boxes as a packed bed, serve box for distributing air from the bottom surface of the packed bed, a centrifugal air blower, package of nitrogen bottles, rotameter, gas analyser, data evaluation system and control devices for the monitoring and adjustment of the operating parameters.

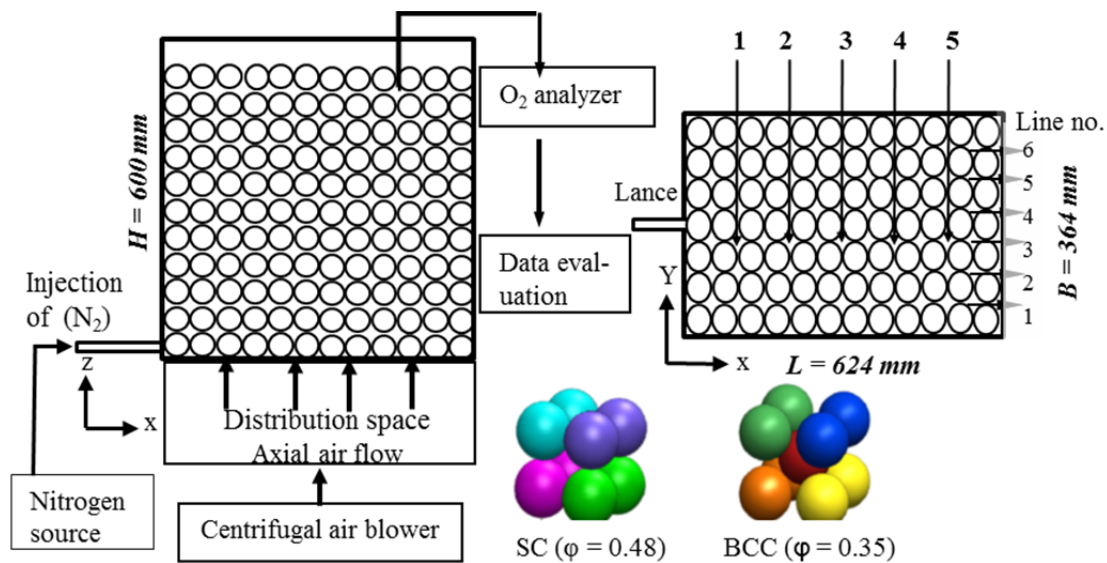


Figure 3.1: Schematic description of the experimental setup for structured bed.

3.2. Description of the experimental Apparatus

Test box with beds

The test section box has a length $L = 0.624$ m, a width $B = 0.364$ m and a height $H = 0.6$ m. The packed bed achieved by structured and unstructured bed as shown in [Figure 3.2](#).



Figure 3.2: Test box a) structured bed with ceramic spheres (b) Unstructured bed with glass beads.

The structured packing of ceramic spheres with a diameter ($d_p = 52$ mm) consists of a Simple Cubic (SC) and Body Center Cubic (BCC) packed beds. The unstructured packing includes a monodisperse particle bed of small glass beads at $d_p = 4$ mm, and a polydisperse particle bed of arbitrary shape and size of cement clinker particles in the range of $d_p = 2$ -6 mm. [Figure 3.3](#) represents a real photo for the two structured packing forms SC and BCC and two unstructured beds.

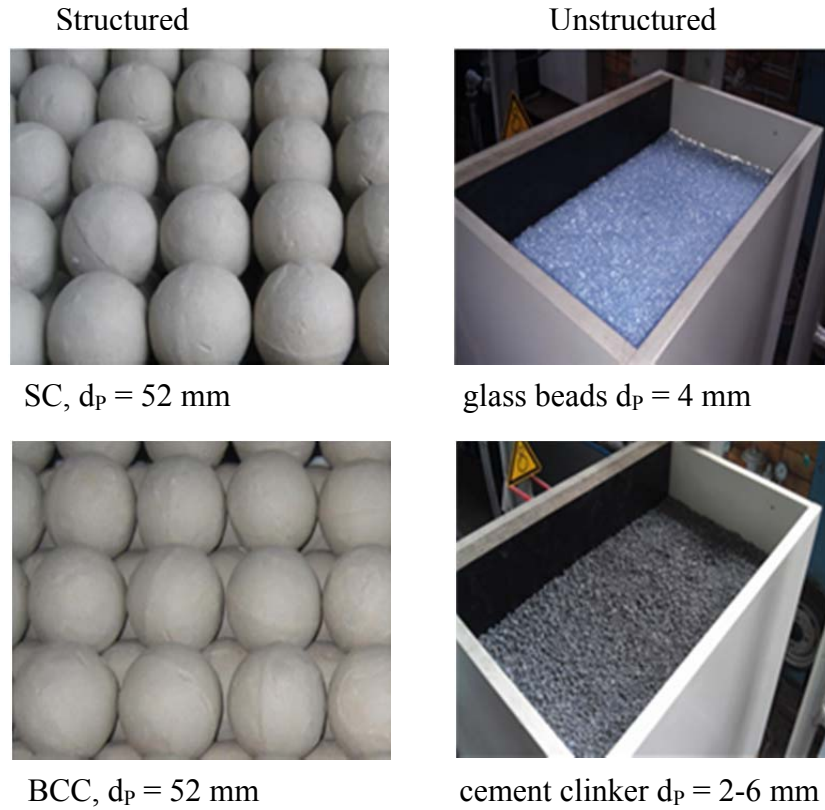


Figure 3.3: (a) Structured bed packing (b) Unstructured bed particles

The structured bed is identified by three parameters, namely: layers, columns and rows. Layers are the numbers of spheres in the vertical direction (box height). Columns are in cross-flow direction (box length) whereas rows are in Y direction (box width). For the first setting SC the ceramic spheres (0.052 m) are lying one above the other as represented in [Figure 3a](#). This structure SC results in 11 layers with 7 columns and 12 rows of ceramic spheres for a total of 924 spheres which leads to porosity ($\phi = 0.48$) in fitted with the nominal porosity for this arrangement. Considering the second setting BCC the spheres of the next layer lie in the hollow space of the lower layer. As a result, the spheres offset arisen 7 layers with 7 columns and 12 rows of ceramic spheres, and 6 layers

with 6 columns and 11 rows of ceramic spheres and thus a total of 984 spheres. Therefore, the local porosity of this arrangement is ($\phi = 0.35$) while the nominal porosity is ($\phi = 0.32$). The porosity of unstructured packing for cement clinker is ($\phi = 0.35$) and for glass beads is ($\phi = 0.4$).

Each of these materials affects the currents form in due to different particle shapes and sizes, as well as various porosities in different ways, as it described in Table 3.1

Bed	Sphere diameter (mm)	Packing	Porosity	Bed height (m)	Bed volume (m ³)
Ceramic spheres	52	Structured SC	0.48	0.572	0.130
Ceramic spheres	52	Structured BCC	0.35	0.489	0.111
Cement clinker	2-6	Unstructured	0.35	0.5	0.1136
Glass beads	4	Unstructured	0.4	0.5	0.1136

Table 3.1: Description of porosity in each packing setting.

Distribution space with perforated plate

In the experiments there are two gases mixed together (Air and Nitrogen). Ambient air was blown through the packed bed from the bottom of the test section box through a perforated plate with 66 holes in 20 mm diameter for each

hole which has a high flow resistance with an open area of 9% (high flow resistance). The flow was smoothed before goes to the perforated plate through a lower server box to ensure a good distribution of the air.

The air volume flow rate was measured using a rotameter with an error of $\pm 0.015 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$. Different series of axial air flow rates ($\dot{V}_{\text{ax}} = 40, 83, 150$ and $250 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) were tested. Figure 1 shows the top view with the five locations for the measurements. A lance was attached to the box from which nitrogen was injected perpendicular to the air flow. The nitrogen flow (injection flow), coming from a package of N_2 bottles, was measured using a rotameter with an error of $\pm 0.01 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$, Figure 3.4. Three injection flow rate values ($\dot{V}_i = 5, 15$ and $25 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) were tested. Three different lances were used with inner diameters of 6, 12 and 20 mm. The experiments were done with lance position of 0, 0.156 and 0.312m. In order to bring the Nitrogen gas in the test chamber, a bore of 26 mm diameter was attached to the lateral end face of the test room. It is located at a height of 26 mm, i.e. in the middle of the lowest layer of packing material, Figure 3.2a. Through this hole a lance is inserted.



Figure 3.4: Flow measuring system (rotameter).

The oxygen molar concentration was measured at different positions on the bed by using a gas analyser as shown in Figure 3.5 with an accuracy of ± 0.2 vol. %, resolution of 0.01 vol. % and a response time of 20 sec. Therefore, a lance of apparatus was placed in the bed and a small part of the gas mixture was sucked off. The measurements could be taken from the three directions X, Y and Z because the lance of the gas analyzer can be inserted through the gap between the spheres. There are five measuring positions on the X-direction (0.104, 0.208, 0.312, 0.416 and 0.520 m) in case of ceramic spheres packing as shown in Figure 1, and 11 measuring fixed points in case of cement clinker and glass beads particles. The measurements were taken at two different heights in the Z-direction (0.260 and 0.468 m) by fixing the lance of the gas analyzer to ensure the correct location was.

, in which the probe is immersed, the resulting Concentration profiles are used to analyse experiments at varying Operating parameters and the comparison with the results of the CFD simulation. The best mixing is limited by the extent of the O₂ distribution through the bed and this depends mainly on the supplied quantity of nitrogen.



Figure 3.5: Flue gas analyser testo 350 XL

Moreover, the mixing occurs in the bed and the mixture rises in the packed bed. The gases mixture exit from the top of the wooden box and it is taken to the gas analyser and data evaluation system to analyse the results. Regarding the SC arrangement, the measurements could be taken from the three directions; x, y

and z, because the lance of the gas analyser can be inserted through the gap between spheres. But in BCC arrangement, the measurements could be taken only in the second layer from the top in z direction, because there is no gap between the spheres as shown in [Figure 3b](#). Therefore, to obtain a measurement in different levels, it is necessary to make a hole through the spheres. The measurements were taken at three different levels in z-direction (0.26m and 0.468 m) for SC setting, and in 0.459 m for BCC setting. A set of experimental work has been done for the following different parameters; Lance diameter, Lance position, Porosity, Measurement level, injection flow rate and axial flow rate.

For unstructured packing, the test room was packed by pouring the particles into it, but with added, a fine metal mesh on the bottom of test room to prevent the dropping of the small particles through the perforated plate into the distribution space box. The repeatability of the packing was tested for both types of packing material; cement clinker and glass beads, by emptying the test section, refilling it, and taking a second set of measurements. The operating conditions are represented in tables 3.2 and 3.3.

Air flow				Nitrogen flow			Volume flow ratio
m ³ ·h ⁻¹	Superficial Velocity (m·s ⁻¹)	Real velocity (m·s ⁻¹)	m ³ ·h ⁻¹	Lance diameter (mm)			
				6	12	20	
				Velocity, m·s ⁻¹			
40	0.050	0.102	5	-	12.5	4.5	0.125
			15	-	37.0	13.5	0.375
			25	-	62.4	22.4	0.625
83	0.101	0.210	5	50	12.5	4.5	0.060
			15	150	37.0	13.5	0.180
			25	-	62.4	22.4	0.300
150	0.183	0.381	5	50	12.5	4.5	0.033
			15	150	37.0	13.5	0.099
			25	-	62.4	22.4	0.166
250	0.306	0.637	5	-	12.5	4.5	0.020
			15	-	37.0	13.5	0.060

	25	-	62.4	22.4	0.100
--	----	---	------	------	-------

Table 3.2: The operating condition for simple cubic packing bed

Air flow			Nitrogen flow				
m ³ ·h ⁻¹	Superficial Velocity (m·s ⁻¹)	Real velocity (m·s ⁻¹)	m ³ ·h ⁻¹	Lance diameter (mm)			Volume flow ratio
				6	12	20	
				Velocity, m·s ⁻¹			
40	0.050	0.142	5	-	12.5	4.5	0.125
			15	-	37.0	13.5	0.375
			25	-	62.4	22.4	0.625
83	0.101	0.288	5	50	12.5	4.5	0.060
			15	150	37.0	13.5	0.180
			25	-	62.4	22.4	0.300
150	0.183	0.523	5	50	12.5	4.5	0.033
			15	150	37.0	13.5	0.099
			25	-	62.4	22.4	0.166
250	0.306	0.874	5	-	12.5	4.5	0.020
			15	-	37.0	13.5	0.060
			25	-	62.4	22.4	0.100

Table 3.3: The operating condition for body centred cubic packing bed

3.3. Experimental results and discussions

3.3.1. Measurement height

The effect of measurement height on the O_2 concentration is first discussed using the SC arrangement in the case of structured bed. The lance of the gas analyser was inserted from the top into the gap between the particles to a level of 0.26 m and 0.468 m. The volume flow rate ratio (\dot{V}_R) of injection flow N_2 (\dot{V}_i) to axial flow Air (\dot{V}_{ax}) was 0.625. The measured O_2 concentration is shown in [Figure 4.6](#) versus the injection direction. In the first Figure the lance depth was 0 mm, for a length of 0.3 m the O_2 concentration was relatively constant with 10%. Then it was increased strongly, after 0.5 m the O_2 concentration reached 21%. The N_2 therefore did not penetrate past this position. In the other two Figures for the lance depth of 0.156 m and 0.312 m,

respectively, the O_2 concentration after the injection was again relatively constant with 10%.

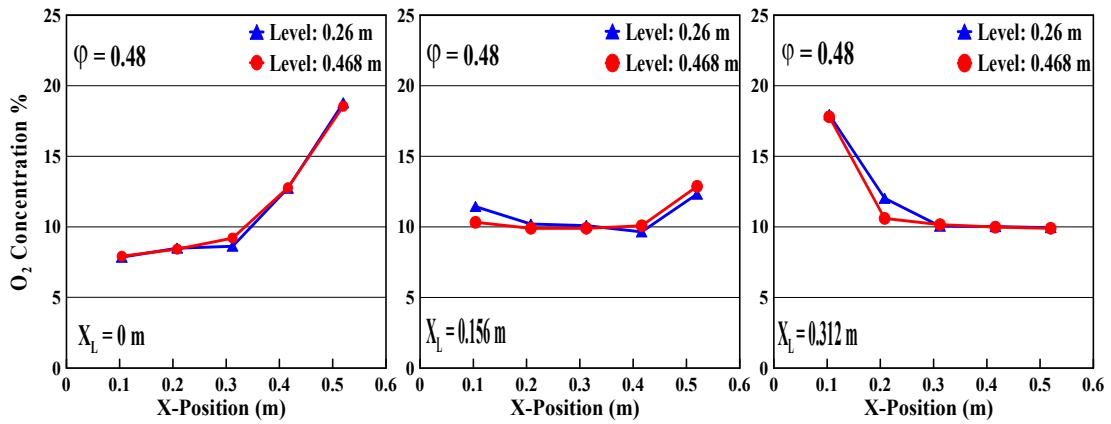


Figure 3.6: Effect of measuring level on the O_2 concentration with different lance position for structured bed ($d_p = 0.052$ m, $d_L = 0.02$ m, $\dot{V}_R = 0.625$)

It was noticeable that the O_2 concentration was independent of the measuring level for all lance positions. Regarding BCC arrangement, there was only one measuring position at 459 mm. The reason is obvious due to the complex structure of the BCC arrangement. Therefore, the measurement points in the following are shown only at a height of 468 mm for SC.

For unstructured bed in case of glass beads particles ($d_p = 4$ mm), 11 fixed points were used in measurement, [Figure 4.7](#). The measurements were taken at two different heights in z-direction (0.223 m and 0.473 m) for bed.

[Figure 3.8](#) shows that the measurement height has also not effect on the O_2 concentration, just a different tendency for the curves due to dense bed that means high resistance, further sharply increasing of O_2 concentration happened after 150 mm in the injection direction in cases for lance depth 0 & 0.156 m, for 0.312 m a symmetry curve creating, the O_2 concentration was 0 up to 0.1 m on both sides of injection position, then after 0.2 m the O_2 concentration reached 21%.

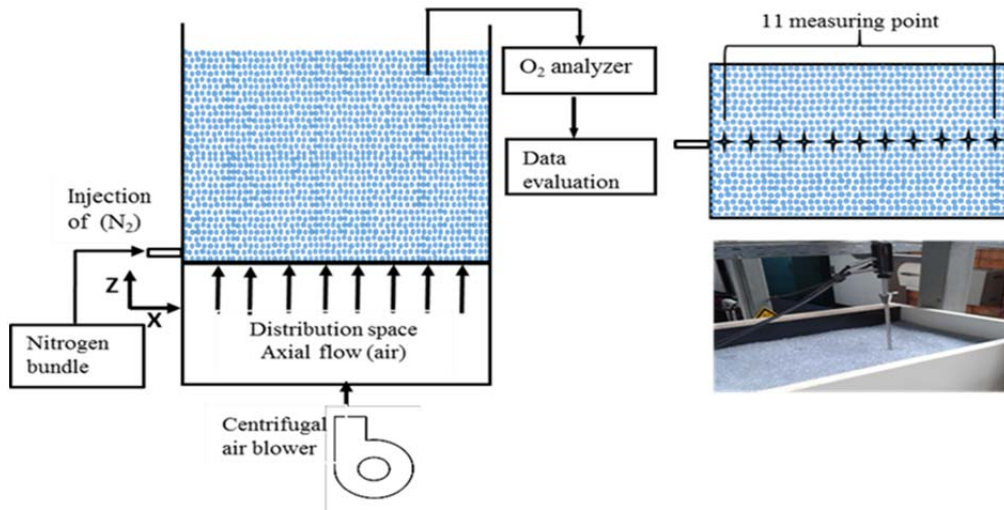


Figure 3.7: Schematic description of the experimental setup for unstructured bed

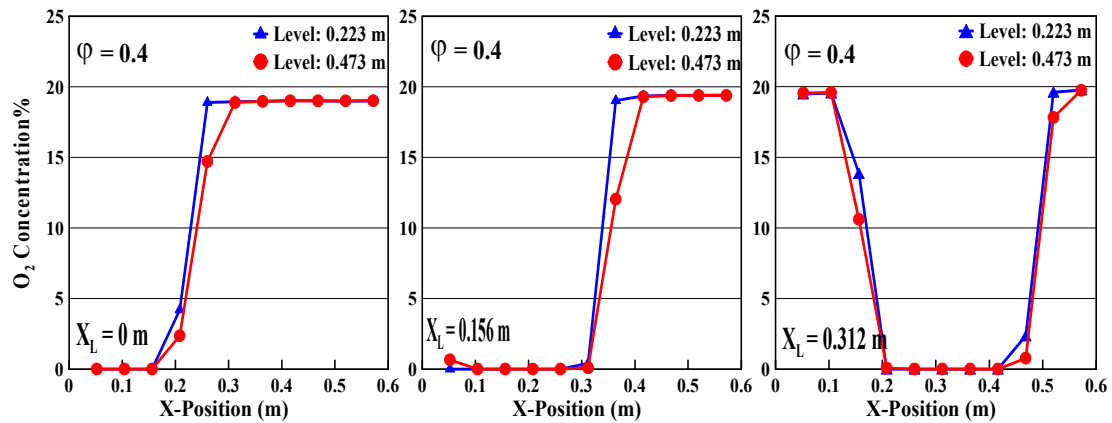


Figure 3.8: Effect of measuring level on the O_2 concentration with different lance position for unstructured bed ($d_p = 0.004$ m, $d_L = 0.02$ m, $\dot{V}_R = 0.625$)

3.3.2. Lance diameter:

Figure 3.9a,b demonstrates how the three different lance diameters (6, 12, 20 mm) could effect on O_2 concentration in tow beds, Figure 9a for a structured bed with $\phi = 0.48$, the concentration curve in case of the high volume ratio for all injection velocity has a linear trend. But for low volume ratio it is clearly to see that the O_2 concentration begins at high value, then drops to minimum and

then rise again. As a result, the distribution in the bed is not good at low velocity. As a consequence, with larger injection velocity concentration profile in the bed is uniform.

In Figure 3.9b, the case of unstructured bed (small particles) with $\phi = 0.4$, it can also conclude that the O_2 concentration doesn't change if the diameters of lance changed for different \dot{V}_R .

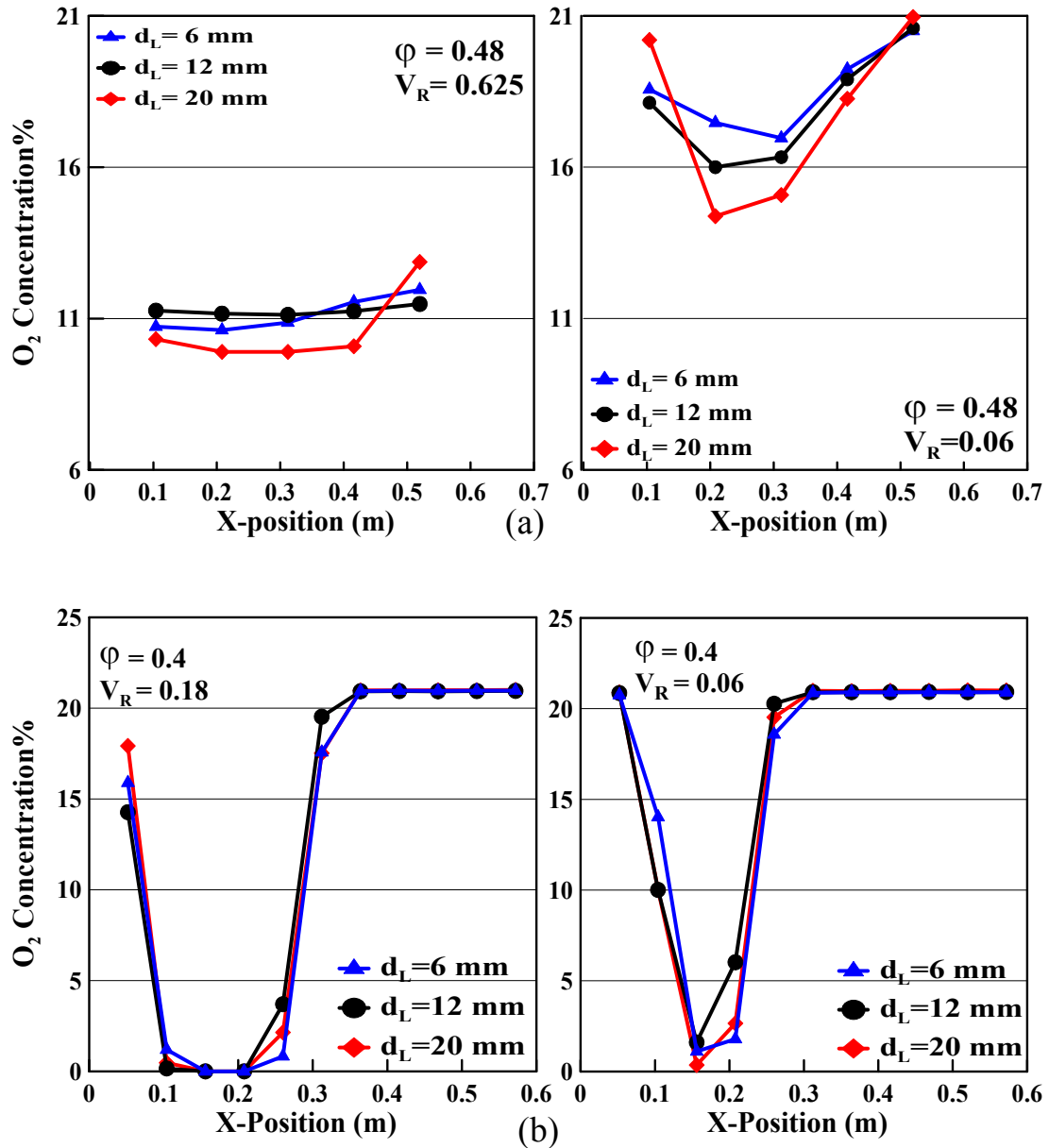


Figure 3.9: Effect of lance diameter (injection velocity) on the O_2 concentration for: a) ceramic spheres b) glass beads, $x_L = 0.156$ m

3.3.3. Volume flow rate ratio:

Effect of Air (axial flow rate):

In the structured bed for both arrangements (SC&BCC) the effect of the axial flow rate on the O₂ concentration is shown in [Figure 3.10](#). The upper curves are for simple cube SC with porosity 0.48 and the bottom are for BCC with porosity 0.35.

The lance depth in both arrangements was 0.312 m. The axial flow was the parameter while the injection flow rate was $\dot{V}_i = 5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. The Figure demonstrates that the first three measurement points for SC arrangement had 21% O₂. That means there was no penetration of N₂ in upstream. At the measuring position of 0.416 m a minimum occurred. Then, by decreasing the axial flow rate the O₂ concentration decreased because of the mass conservation. For the BCC arrangement only the first two measurement points were identical with 21%. There was a little N₂ penetration in upstream, however, in the range of the measuring position again a minimum occurred.

Due to the Figure again but for five times of injection flow rate $\dot{V}_i = 25 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ it shows the effect of axial flow rate air on the O₂ concentration. For the high porosity of 0.48 now only the first two measuring positions had 21% O₂ except small high axial flow. Then the O₂ concentration decreased and remained relatively constant in downstream. As a consequence, this high injection flow rate N₂ had a small penetration in downstream. A minimum in the profile did not occur as for the low N₂ flow. For the low porosity of $\phi = 0.35$ the profiles are similar for the first three measuring points. However, at 0.416 m again a minimum occurred. That means, that the injection flow rate N₂ has not such a high penetration as for $\phi = 0.48$.

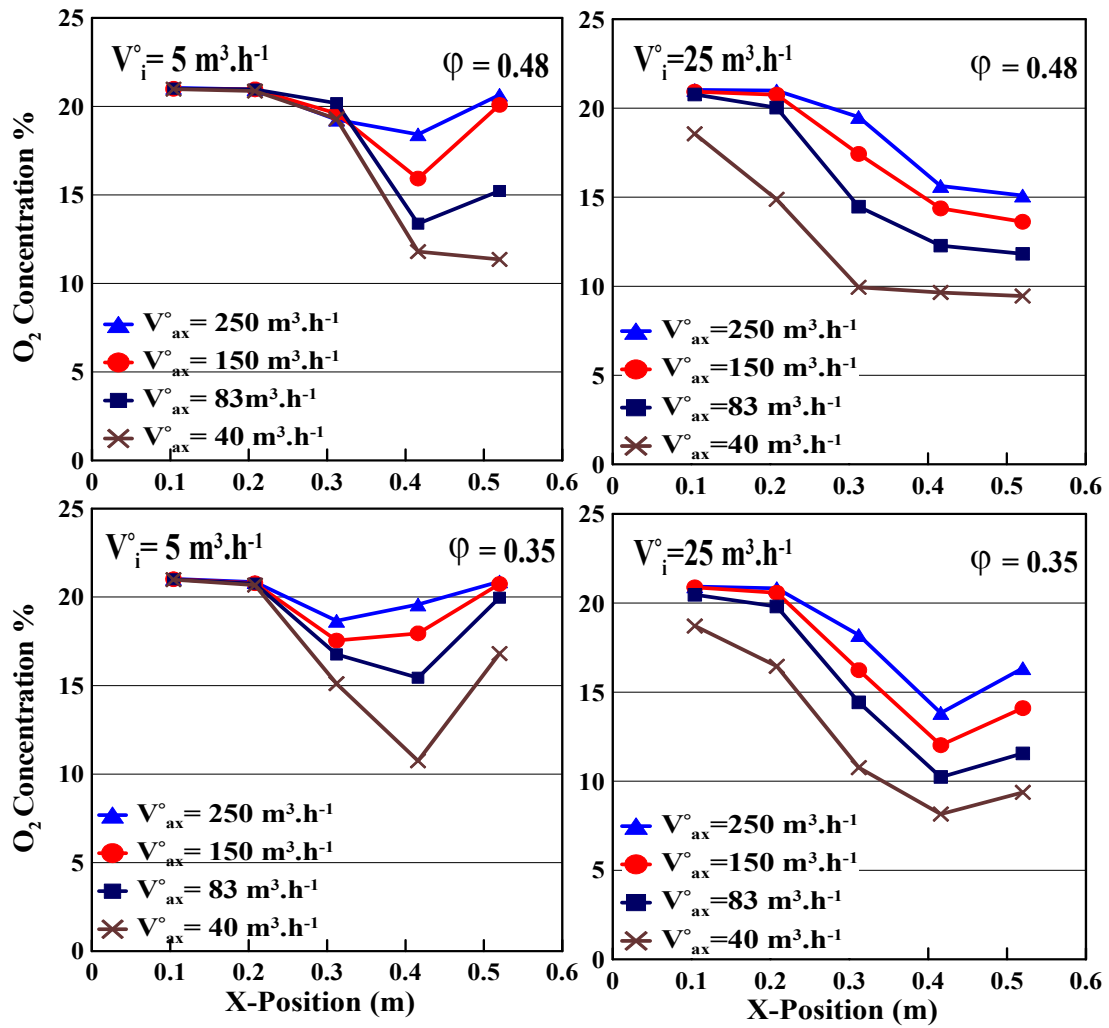


Figure 3.10: Effect of axial flow rate on the O_2 concentration for two structured beds SC & BCC, at $x_L = 0.312$ m and $d_L = 0.02$ m

For unstructured bed (small particles) it can be seen that for glass beads and cement clinker with porosity (0.4, 0.35) respectively from Figure 3.11, the curves are in the same tendency in two cases of injection flow rate, just the shape of jets creating from the mixing of two flows are wider in case of high injection flow rate, and the minimum of O_2 concentration at the bed with monodisperse particles (glass beads) are lower than that at polydisperse particles bed (cement clinker) only at higher low values of axial flow, it means the effect of small cement clinker particles when penetrate between big particles in the bed leads to more resistance to the flow and mixing.

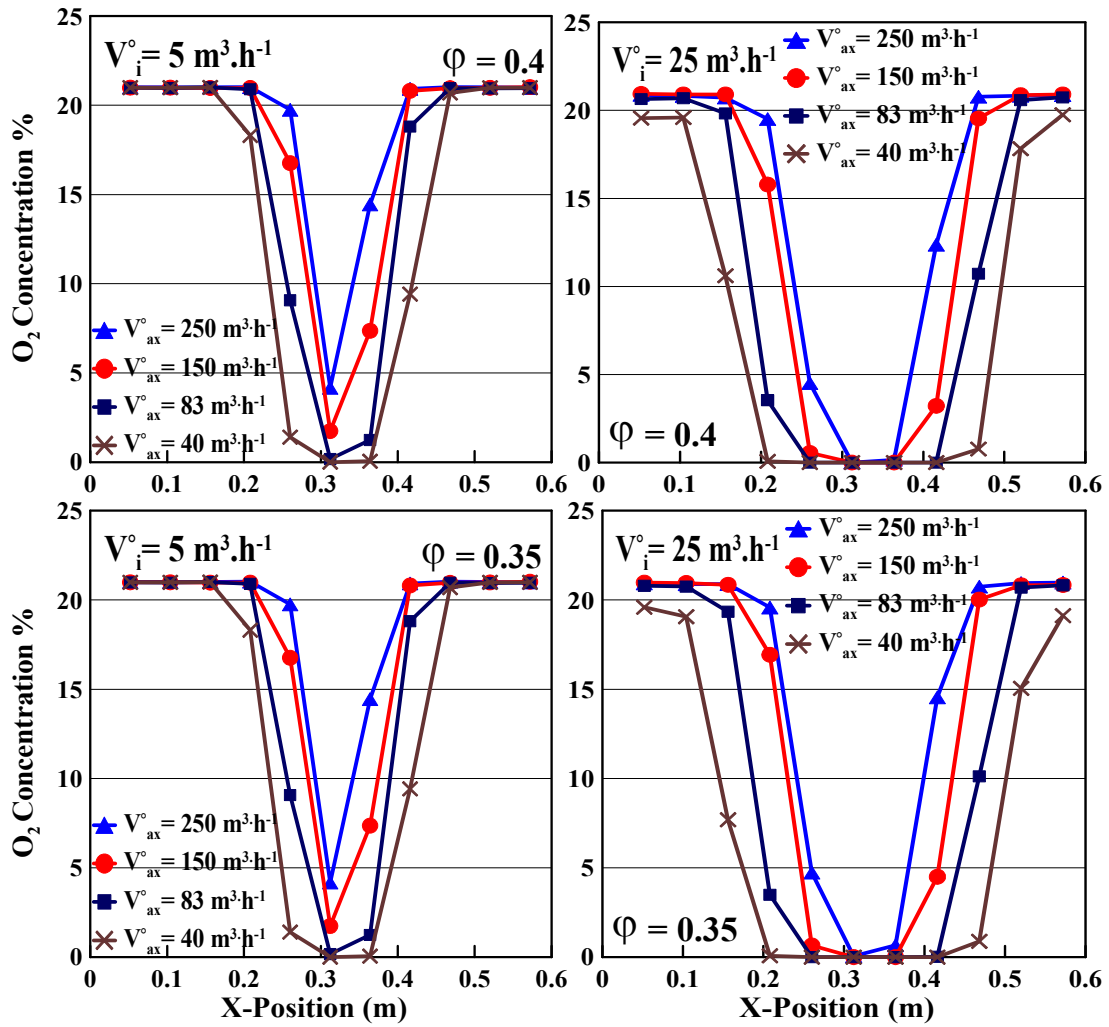


Figure 3.11: Effect of axial flow rate with on the O_2 concentration for two unstructured beds: glass beads with $\phi = 0.4$ and clinker with $\phi = 0.35$, at $x_L = 0.312$ m and $d_L = 0.02$ m

Depending on this conclusion; no big different between the results of tow unstructured beds, the next comparison are focused on the structured bed with both arrangements and the unstructured bed with glass beads only.

Effect of N_2 (injection flow rate):

The effect of the nitrogen flow rate on the O_2 concentration is shown in Figures 3.12. As previously mentioned the lance depth in both arrangements was

0.312 m. The N_2 flow was the parameter while the O_2 flow was constant with 40 and $250 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

The Figure demonstrates that for minimum axial flow rate $40 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ the curves of O_2 concentration decreases up to fourth measuring position for structured bed in both cases of arrangements SC and BCC, after that the curves are fixed up to last measuring position in SC, while it became rising in BCC .

For high axial flow rate $250 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, in structured bed the first three measurement points for the $\phi = 0.48$ were 21% O_2 , which means there was no penetration of N_2 in the opposite side of the injection. For the low N_2 flow of $5 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ a minimum occurred again. Therefore, the jet did not penetrate to the end of the box. However, for the higher N_2 flows the jet reached the end of the box. For the $\phi = 0.35$ only the first two measuring positions were constant with 21%. Here the N_2 penetrated a little bit in the injection direction. A minimum occurred then for all three N_2 flows, the jets did not penetrate to the end of the box in the lower porosity case.

For unstructured bed Figure 3.13 it can be seen clearly the symmetrical curves in both sides of injection point, with a minimum value of O_2 concentration less than in structured bed due to bed density effect.

In case of the unstructured bed, the effect of rising of the axial flow to $250 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ appears in the small wide of the jet (curves) which form from injection position.

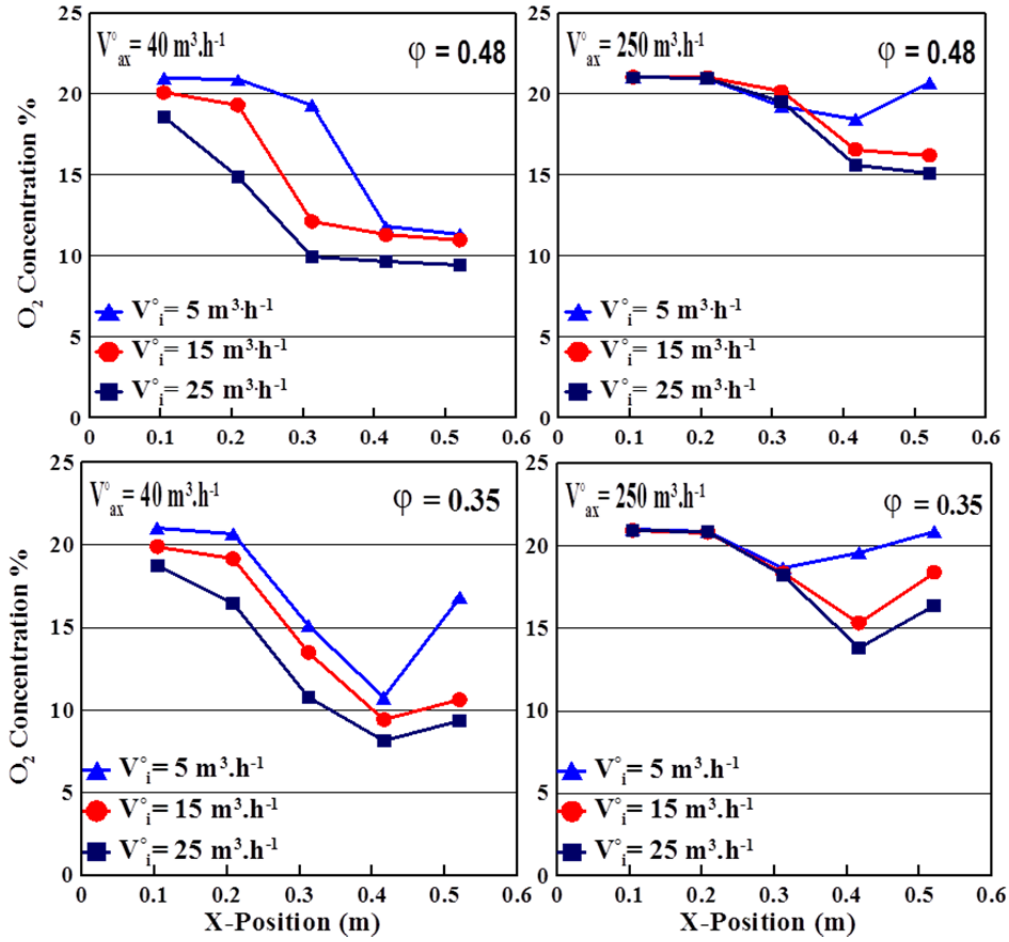


Figure 3.12: Effect of injection flow rate on the O_2 concentration for two unstructured beds: SC & BCC, at $x_L = 0.312$ m and $d_L = 0.02$ m

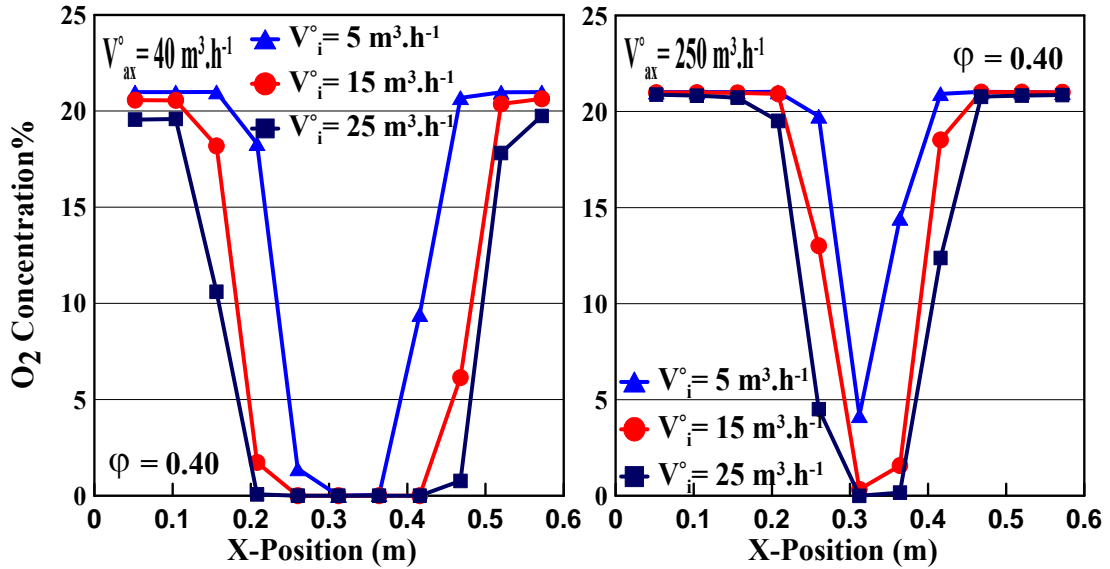


Figure 3.13: Effect of injection flow rate on the O_2 concentration for unstructured bed (glass beads) with $\phi = 0.4$, at $x_L = 0.312$ m and $d_L = 0.02$ m

3.3.4. Volume flow rate ratio:

The volume flow rate ratio could be adjusted by the injection and axial flow rates. Therefore, the same ratio could be obtained by different combinations. For example, to obtain the volume flow rate ratio of 0.1 by combining the injection flow rate of $25 \text{ m}^3/\text{h}$ with an axial flow rate of $250 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ or by using 15 and $150 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ for injection and axial flow rates, respectively. Figure 3.14 represents the effect of the obtained volume flow rate ratio on the O_2 concentration with a lance position of 0.312 m. It is obvious that the curves have the same tendency in two arrangements SC & BCC.

For $\phi = 0.48$ the O_2 concentration decreased behind the injection position until the end of the box. That means the N_2 penetrated only in the injection direction until the end of the box.

In BCC setting and $\phi = 0.35$ the O_2 concentration decreased at 0.2 m before the injection, reaching a minimum at 0.4 m and increasing to 0.21 at the end of the box. That means the N_2 penetrated a little bit in the injection direction but did not reach the end of the box. The lower void fraction had a lower penetration depth. The profiles are nearly independent from the ratio \dot{V}_R .

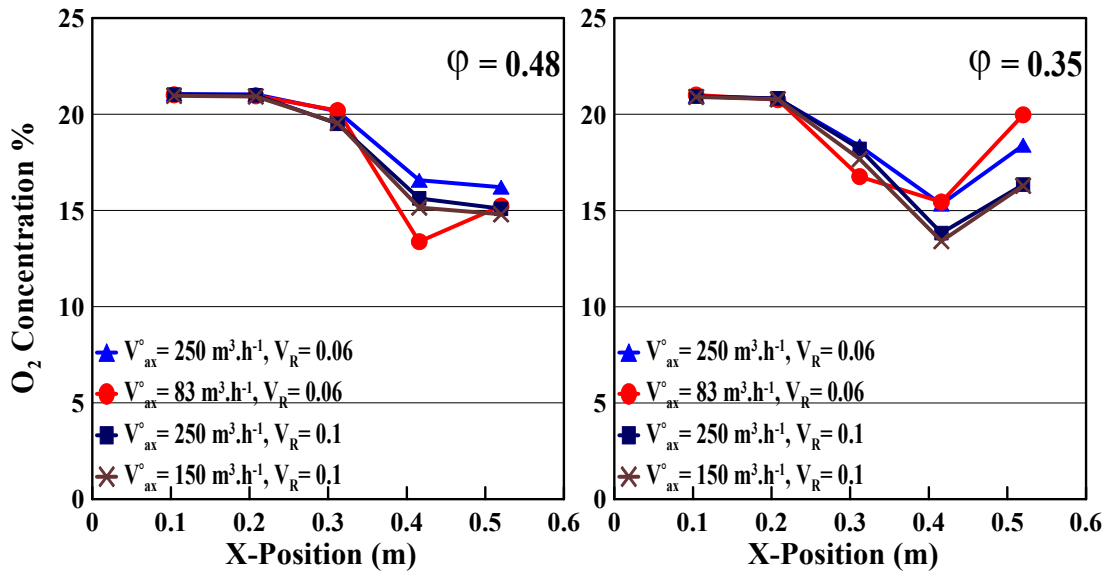


Figure 3.14: Effect of volume flow ratio on O_2 concentration for two structured beds SC & BCC, at $x_L = 0.312 \text{ m}$ and $d_L = 0.02 \text{ m}$

In case of unstructured bed with $\phi = 0.4$, the curves are identical in spite of two different volume ratios, also the profiles here are independent of \dot{V}_R , Figure 3.15.

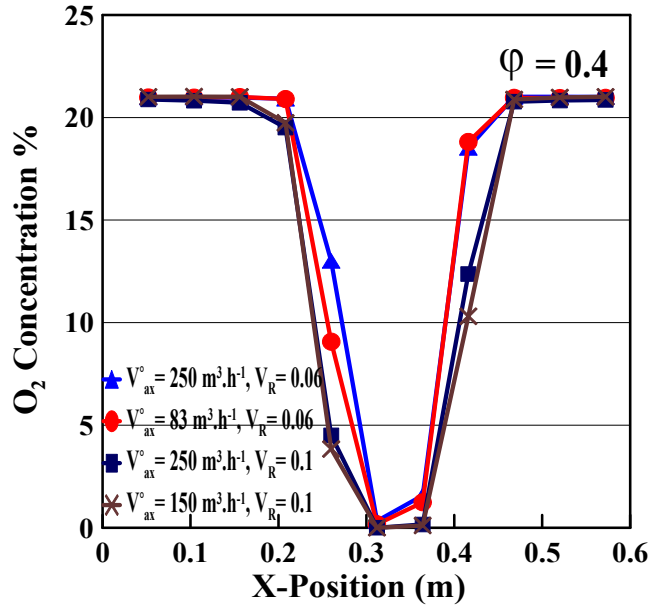


Figure 3.15: Effect of volume flow rate ratio on O_2 concentration for unstructured bed with $\phi = 0.4$, at $x_L = 0.312$ m and $d_L = 0.02$ m

3.3.5. Lance position:

Figure 3.16 shows the effect of lance positions ($x_L = 0, 0.156, 0.312$ m) on the O_2 concentration for different volume flow rate ratios in two beds of $\phi = 0.48$ & 0.35 . The upper two figures are for SC arrangement, the injection positions 0.156 and 0.312 m were shifted to the position 0 m. This means the injection always started at 0 m. The first Figure for $\dot{V}_R = 0.625$ clearly shows that all profiles fell together and formed a jet of N_2 . The lance depth 0.312 m formed the left side of the jet and the lance depth 0 m the right side. Only the lance depth of 0.156 m can show the whole profile. Therefore, it can be concluded that the shape of the jet is independent from the lance depth. The Figures for other values of \dot{V}_R shows the less N_2 that was injected, the smaller the width of the jet was. It seems that the middle of the jet (O_2 minimum) was shifted a little bit towards the 0 mm position (lance outlet) with increasing \dot{V}_R ; for $\dot{V}_R = 0.625$ the

middle of the jet was at about 0.2 m and by decreasing the \dot{V}_R the middle moved towards 0.1 m.

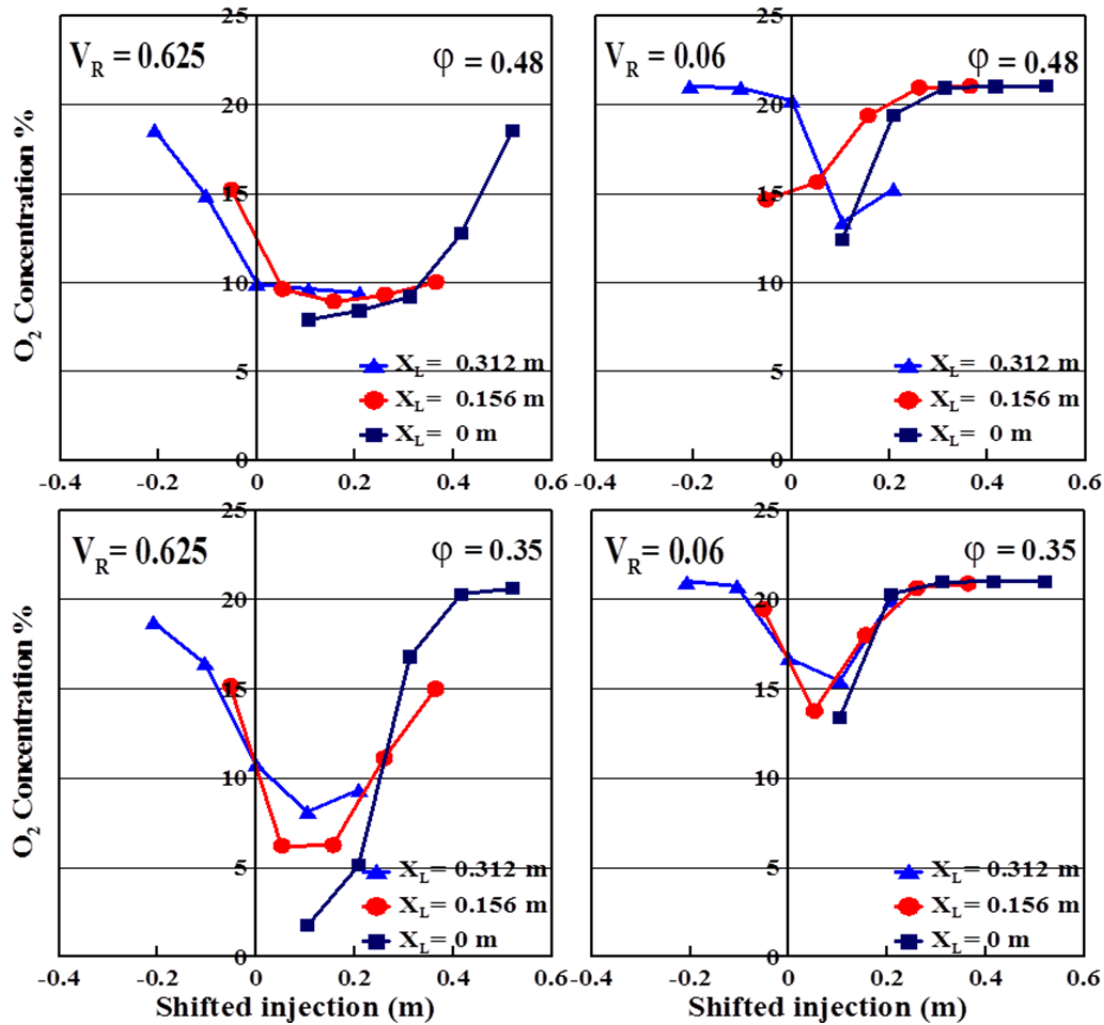


Figure 3.16: Effect of lance position on the O₂ concentration for two structured beds, $d_L = 0.02$ m

BCC packed bed at $\phi = 0.35$ was implemented in lower Figures, as described before the injection always started at 0 mm. It can also be concluded that the shape of the jet is independent from the lance depth. By comparing Figures for $\dot{V}_R = 0.625$ & 0.06 it can be seen that the minimum O₂ concentration for $\phi = 0.35$ was lower than for $\phi = 0.48$ especially for 0 mm injection position because the confining between the wall and condensed bed, moreover the N₂ jet was wider in SC bed than that in BCC. This effect is not so clearly seen for the

higher values of $\dot{V}_R = 0.06$. For $\dot{V}_R = 0.625$ the middle of the jet was at about 0.1 m, by increasing the \dot{V}_R the middle moved towards the 0.05m for $\dot{V}_R = 0.06$. For unstructured bed, [Figure 3.17](#) shows the O_2 concentration curve are wider at high \dot{V}_R , gradually with decreasing the \dot{V}_R the shape of this jet changing. The minimum of the O_2 concentration is less than that in the structured bed, further the middle of the jet (O_2 minimum) was closely to 0 mm position.

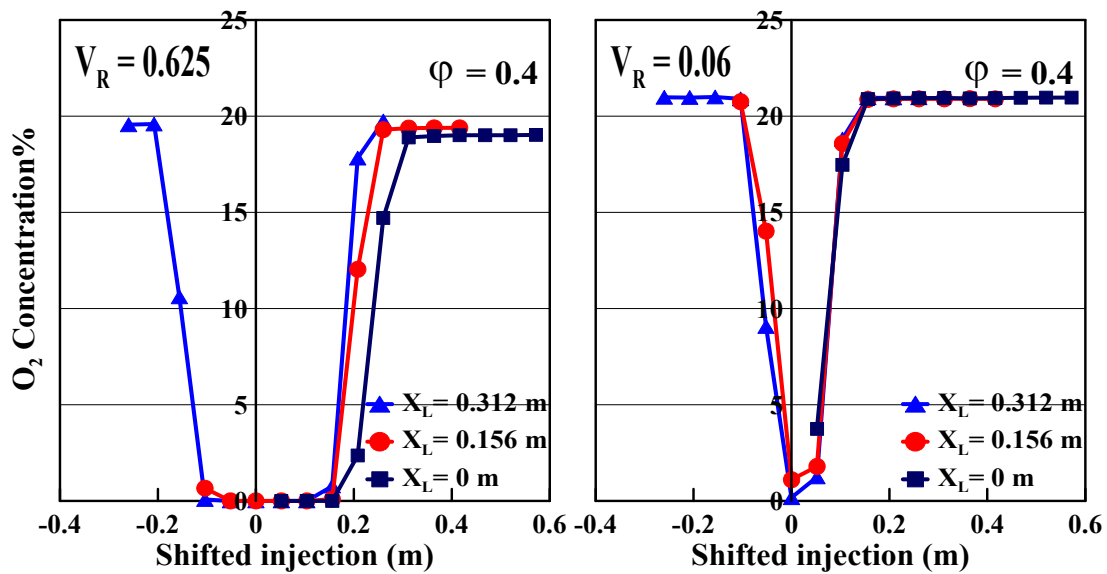
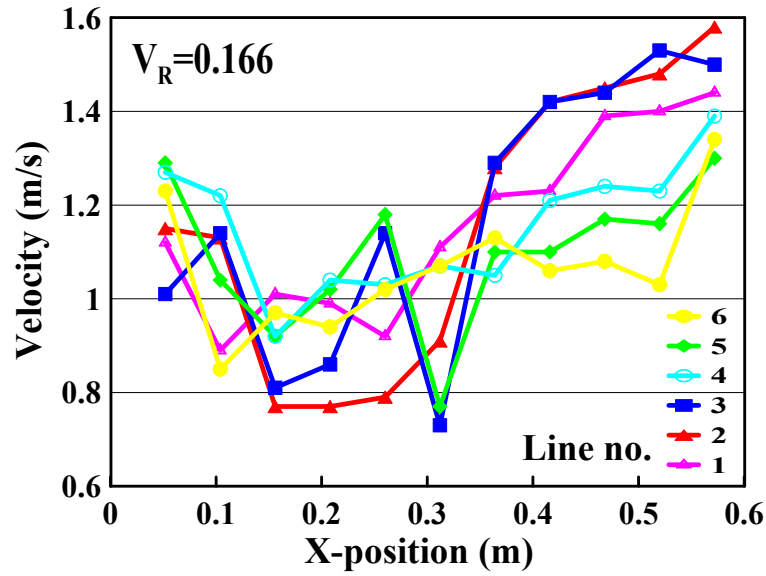


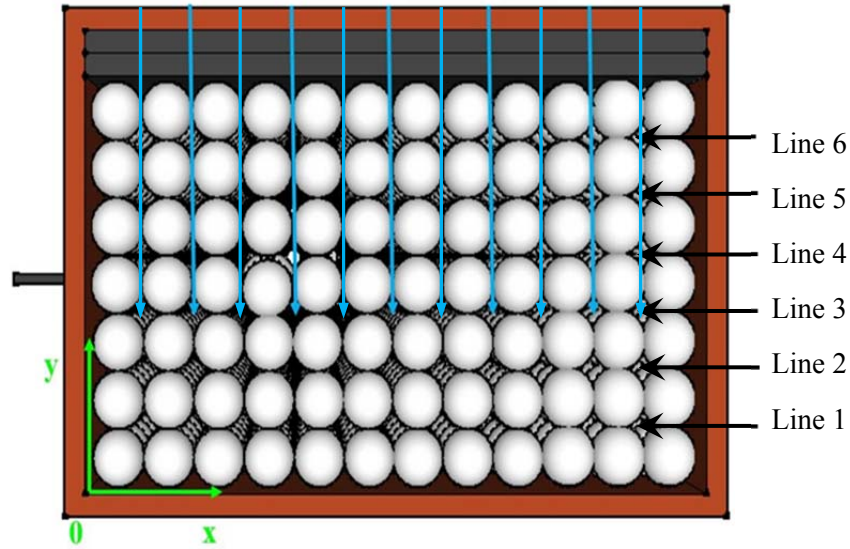
Figure 3.17: Effect of lance position on the O_2 concentration for unstructured bed, $d_L = 0.02$ m

3.3.6. Velocity profiles:

[Figure 3.18a](#) represents the velocity distribution of the six lines with 11 points per line every sphere [Figure 3.18b](#), the velocity measurements were done by using a hot wire with an error of about ± 0.01 m.s⁻¹. Actually there were some problems in obtaining the absolute velocity during the measurements. These problems were related to the human error in hot wire fixation, but the tendency of the distribution is acceptable. From the figure, it can be concluded that there is no difference in the mixing velocity distribution through the cross lines at the outlet of the box. Therefore, we conduct all the results at line 3.



(a)



(b)

Figure 3.18: a) Mixing velocity distribution for different lines at the outlet plane at $x_L = 0.156$ m and $d_L = 0.02$ m b) Measuring Lines.

Figure 3.19 shows that the average of the mixing velocity distribution for a volume flow rate ratio of 1.25. Regarding the experimental results, the figures showed that the average of the mixing velocity at the outlet was 0.65 for SC bed and 0.43 for BCC bed respectively. Moreover the curve of mixture velocity remain constant up to injection position at $x_L = 0.312$ m, then rising to reach to

the end of the box for SC bed. We can also see effect of the channelling air near to the wall of box at BCC bed due to the porosity changing.

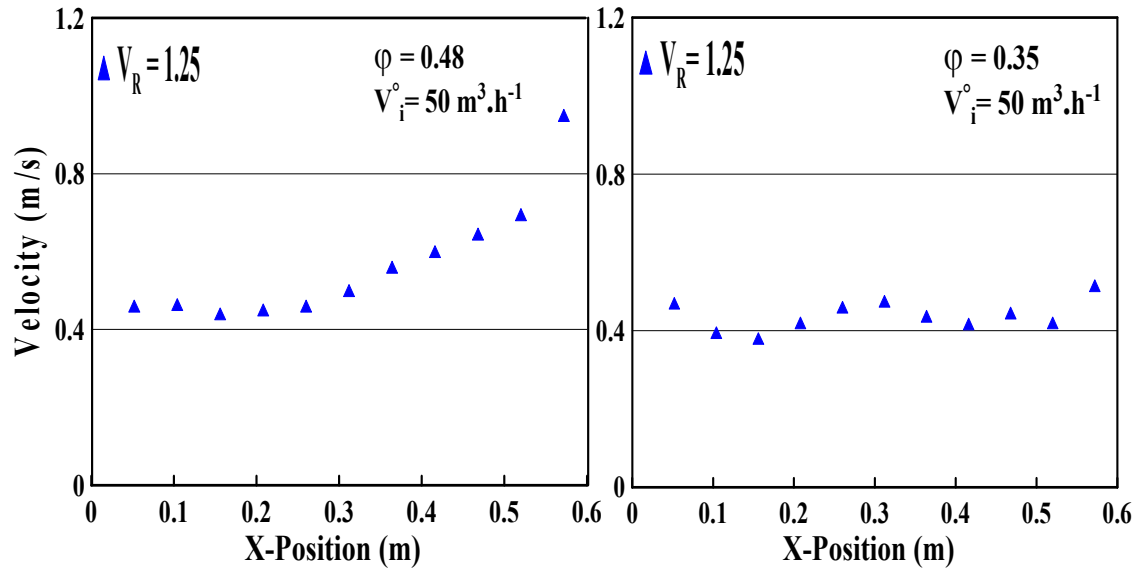


Figure 3.19: Comparison between the experimental mixing velocity distributions for structured beds, at $x_L = 0.312 \text{ m}$ and $d_L = 0.02 \text{ m}$

Anhang 2: CFD-Modellierung RPM

4.1. Computational Fluid Dynamics

Computational fluid dynamics (CFD) codes make it possible to numerically solve flow, mass, and energy balances in complicated flow geometries, such as a packed bed. The differential forms of these balances are applied to a large number of control volumes, which together make up the computational domain. The size and number of control volumes (mesh density) are user determined and will strongly influence the accuracy of the solutions. After boundary conditions have been implemented, the flow and energy balances are solved by an iteration process that decreases the error in the solution until a satisfactory result has been reached.

The general equations used for conservation of mass (the continuity equation), conservation of momentum, and conservation of energy, and the finite volume method used to discretize them are all described in standard references for the subject (Patankar, 1980). In the present application, particular care was given to the choice of turbulence model, and to the treatment of flow near solid surfaces.

4.2. Computation of fluid motions

Today, thousands of companies throughout the world benefit from the use of ANSYS FLUENT software as an integral part of the design and optimization phases of their product development. Advanced solver technology provides fast, accurate CFD results. The CFD software package must calculate numerical solutions to the equations that govern the flow of fluids to produce a prediction of the way in which a fluid will flow for a given situation. The generalized equations that are used by FLUENT, one of the ANSYS commercial CFD packages, are the Navier Stokes equations for conservation of mass and momentum, when it is set to calculate laminar flow without heat transfer. Additional equations are solved for heat transfer, species mixing or reaction or

turbulent cases. The basic equations and background of these equations are stated in the FLUENT 6.2 User's Guide.

4.3. Governing Equations:

For the present study the description of the CFD model consisted of equations for conservation of mass, momentum, energy and species was used. The turbulent flow is assumed for all runs due to high flow rates, leading to the Reynolds-Averaged Navier–Stokes equations (RANS), which were then discretized by the finite volume method. The turbulence model used for enclosed domain was the $k-\epsilon$ standard approach with standard wall treatment.

4.3.1 Continuity Equation

The continuity equation states that the rate of increase of mass in a control volume is equal to the difference in rate of mass between in and out, the continuity equation in differential form is:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \mathbf{u}) = 0$$

If ρ is a constant, as in the case of incompressible flow, the mass continuity equation simplifies to a volume continuity equation:

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = 0$$

Which physically means that the local volume dilation rate is zero.

4.3.2 Navier Stokes Equation:

The Navier Stokes equation is the equation of motion for a Newtonian fluid with constant viscosity and density. The equation is greatly simplified when applied to 2D flow with the assumption that velocity is only in the axial (z) direction i.e. $V_r=0$ and $V_\theta=0$

$$-\frac{dp}{dz} + \rho g_z + \mu \left[\frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left(r \frac{dv_z}{dr} \right) \right] = 0$$

4.3.3 Turbulent model selection

The nature of the flow through packed beds is complex and difficult to study due to disordered characteristics. In a high aspect ratio bed (tube to particle diameter ratio) the flow is disordered but statistically can be considered homogeneous due to the relatively uniform size of the voids. In a low aspect ratio the bed structure is considerably more disordered and large voids increase velocity channelling. ANSYS Fluent has a strong background in turbulence modeling, offering seven different turbulence models [1].

4.3.4 Types of turbulent models

No single turbulence model is universally accepted as being superior for all classes of problems. The choice of turbulence model will depend on considerations such as the physics included in the flow, the specific class of problem, the level of accuracy required, the available computational resources and the amount of time available for the simulation.

Turbulence models can be separated into two classifications. The first are the classical models and based on the averaged Reynolds equations, the second are based on space-filtered averaging such as Large-Eddy Simulation. In this study, Reynolds-averaged turbulence models (RANS) is presented. Normally, RANS employed to the Navier-Stokes equations so that the small-scale turbulent fluctuations do not have to be directly simulated. Also, the Reynolds average method relies on averaging out all of the unsteadiness within the flow and considers all unsteadiness is a result of turbulence. Therefore, RANS approach greatly reduces the required computational effort and is widely adopted for practical engineering applications.

ANSYS Fluent offering different kinds of turbulence models based on RANS approach. To illustrate their affect, six different kinds have been studied such as

Standard k – ϵ , RNG k– ϵ , Realizable k – ϵ , Standard k – ω , SST k – ω and Transition SST. In Ansys documentation [1] there are more information regarding equations details and empirical constant that be used for each model.

4.3.5 Standard K- ϵ Turbulence Model

For the fluid flow with high Reynolds numbers the rate of dissipation of kinetic energy (ϵ) is equal to the viscosity multiplied by the fluctuating vorticity. An exact transport equation for the fluctuating vorticity, and thus the dissipation rate, can be derived from the Navier Stokes equation. The standard K- ϵ model is by far the most popular and most widely used turbulence model especially for industrial applications. It is a semi-empirical model, and consists of two transport equations, one for the specific turbulence kinetic energy (K) and one for the turbulence dissipation rate (ϵ).

The K- ϵ model consists of the turbulent kinetic energy equation.

$$\rho(u.\nabla) k = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_k} \right) \nabla k \right] + P_k - \rho \epsilon$$

and the dissipation rate equation

$$\rho(u.\nabla) \epsilon = \nabla \cdot \left[\left(\mu + \frac{\mu_T}{\sigma_e} \right) \nabla \epsilon \right] + C_{e1} P_k \frac{\epsilon}{k} - C_{e2} \rho \frac{\epsilon^2}{k}$$

Where P_k represents,

$$P_k = \mu_T [\nabla u : (\nabla u + (\nabla u)^T)]$$

And C_{e1} , C_{e2} , σ_k and σ_e are turbulence model parameters (constants). In the implementation of this model the Kolmogorov - Prandtl expression for the turbulent viscosity is used

$$\mu_T = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon}$$

4.3.6 Influence of turbulent model

In the case of a low aspect ratio the packed bed displays full turbulence throughout. Conversely, a very high aspect ratio bed (such as porous medium) (A ratio > 500) is display no turbulence due to the pore size being smaller than the smallest turbulent structures.

ANSYS FLUENT will, by default, solve the standard conservation equations for turbulence quantities in the porous medium. In this default approach, turbulence in the medium is treated as though the solid medium has no effect on the turbulence generation or dissipation rates. This assumption may be reasonable if the mediums permeability is quite large and the geometric scale of the medium does not interact with the scale of the turbulent eddies. Therefore for steady state case the turbulent models has not much important effect on the mixing behaviour Figure 4.1, then the standard $k-\epsilon$ model with standard wall function was chosen and applied in this study, also we are depending on previous studies.

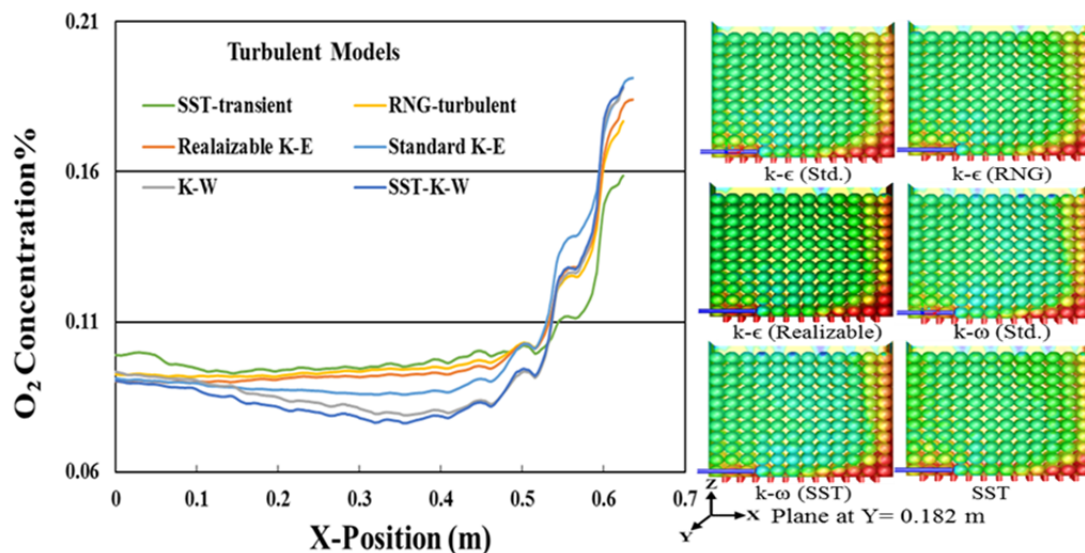


Figure 4.1: The O_2 concentration for different kinds of turbulent models and experimental data, and the contour plots, gap method at $\dot{V}_R = 0.625$

4.3.7 Species transport model

In this model, the mixing and transport of chemical species can be modelled by solving conservation equations describing convection, diffusion, and reaction sources for each component specie. In other word, ANSYS Fluent predicts the local mass fraction of each species, Y_i , through the solution of a convection diffusion equation for the i th species. This conservation equation takes the following general form:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} Y_i) = - \nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i$$

Where R_i is the net rate of production of species i by chemical reaction and S_i is the rate of creation by addition from the dispersed phase plus any user-defined sources, J_i is the diffusion flux of species i , which arises due to concentration gradients. In turbulent flows, FLUENT computes the mass diffusion by

$$\vec{J}_i = (\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{Sc_t}) \nabla Y_i$$

Where $D_{i,m}$ is the diffusion coefficient for species i in the mixture, and Sc_t is the turbulent Schmidt number (defined as).

$$Sc_t = \frac{\mu_t}{\rho D_t}$$

Where μ_t is the turbulent viscosity and D_t is the turbulent diffusivity.

4.4 Near-Wall Treatments

The near-wall modeling significantly impacts the numerical solutions. In packed bed, spheres surfaces are presumed as walls which are the main source of mean vorticity and turbulence. Therefore, accurate representation of the flow in the near wall region determines successful predictions of wall-bounded turbulent flows. Numerous experiments have shown that the near-wall region can be largely subdivided into three layers Figure 4.2. The inner layer, called viscous sublayer, the flow is almost laminar. In the outer layer, called the fully turbulent layer, further, there is an interim region between the viscous sublayer and the

fully turbulent layer where the effects of molecular viscosity and turbulence are equally important. [1]

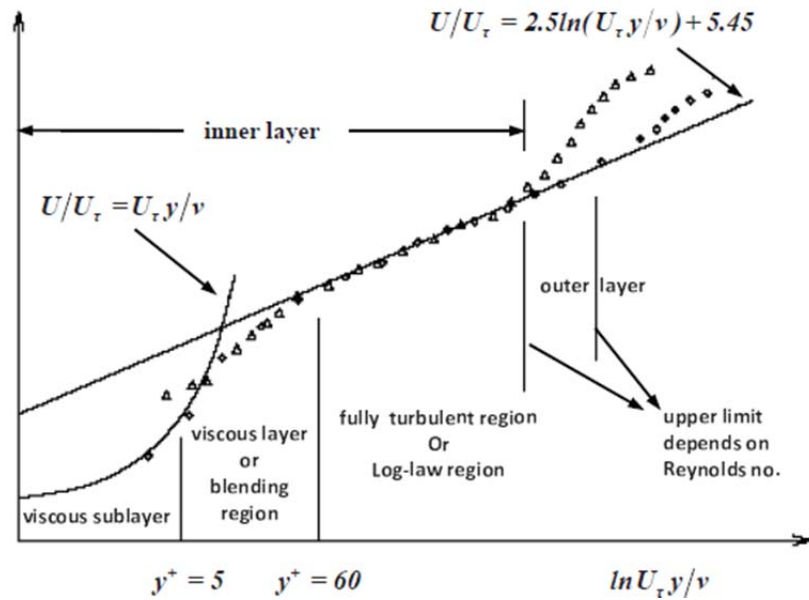


Figure 4.2: Subdivisions of the Near-Wall Region [1]

There are two approaches to modelling the near-wall region. In one approach, the viscosity-affected inner region (viscous sublayer and buffer layer) is not resolved. Instead, semi-empirical formulas called "wall functions" are used to bridge the viscosity-affected region between the wall and the fully-turbulent region. The use of wall functions prevent the need to modify the turbulence models to account for the presence of the wall. In another approach, the turbulence models are modified to enable the viscosity-affected region to be resolved with a mesh all the way to the wall, including the viscous sublayer. For purposes of discussion, this will be termed the near-wall modelling approach. These two approaches are depicted schematically in [Figure 4.3](#). According to the guidelines presented in FLUENT documentation, the value of y^+ should be approximately equal to 1 or at least less than 5 when enhanced wall treatment is used.

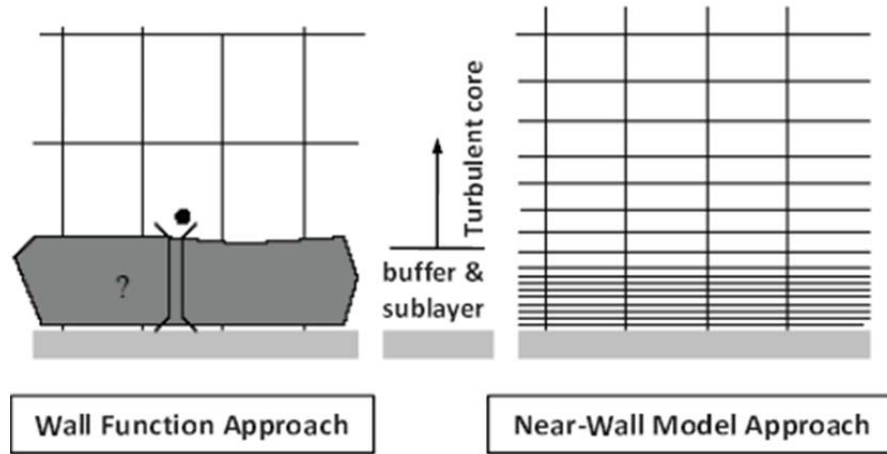


Figure 4.3: Schematic representation of the mesh for a wall function and a Near-wall model approach [1]

4.5. Boundary conditions

After geometry and mesh generation, the boundary conditions should be specified according to the fluid or solid. The boundary conditions determine the flow and thermal variables on the boundaries of the physical model. There are a number of classifications of boundary conditions such as Flow inlet and exit boundaries: (pressure inlet, velocity inlet, inlet vent, intake fan, pressure outlet, outflow, outlet fan, exhaust fan). Wall and repeating boundaries: (wall, symmetry, periodic axis). Internal cell zones: (fluid, solid). In this study the model has two inlets, they assigned as a velocity inlet, and one outlet as a pressure outlet ($P_{\text{gauge}} = 0$), the plan that divide the mathematical model as a symmetry, and all outer wall and spheres as a wall boundaries.

4.6. CFD problem solving

When the mathematical model is completed with its mesh, the actual part of the CFD can be started after the completed geometry imported into the solver and the simulation is started, but before that a boundary conditions on the system have to be set, then the process iteration parameters need to be set also. There are two main iteration parameters to be set before starting with the simulation.

4.6.1 Relaxation factor

Relaxation factor which the iteration step change is multiplied before it is applied to the result for the next iteration step. When this factor is larger than one the process is called over-relaxed. In an over-relaxed process the step change is large and convergence should be reached faster. However, it is not recommended to over-relax a process unless it is very stable. In a less stable or nonlinear system such as turbulent flow cases, over-relaxation may lead to divergence of the process. When the relaxation factor is less than one the process is called under-relaxed which we use it in our simulations. In this case (under-relaxed) the iteration process is slower because the step change is small but not likely to diverge.

4.6.2 Residual value

Residual value determines when a solution is converged. The residual value is a difference between the current and the former iteration value and it is taken as a measure for convergence. Normally, the residuals will go to zero as the process converges. Therefore, in this study all the convergence criteria are set to below 10^{-3} . These cut-off value for convergence are set for all elements in the model, temperature, densities, pressures, flow, velocities, species transport or the mean mixture fraction. In some cases, such as pressure drop prediction, needs to set the convergence criteria below 10^{-6} to get accurate prediction, however, the computation time can be significantly increased. Additionally, Navier stoke equations and species transport equations cannot be solved directly unless they are numerically discretized. A variety of techniques can be used to perform this numerical discretization, one of these are the finite volume method. Finite volume method (FVM) has been developed specifically to solve the equations of heat transfer and fluid flow and is the most popular method used in CFD. ANSYS Fluent adopt a finite volume method FVM for the numerical discretizations. [1]

4.7 CFD process

Essentially there are three stages to every CFD simulation process: Pre-processing, solving and post processing.

4.7.1. Pre processing

This is the first step in building and analyzing a flow model. It includes building the model within a computer-aided design (CAD) package, creating and applying a suitable computational mesh, and setting up the flow boundary conditions and fluid materials properties.

4.7.2. Solving

In this stage, the CFD solver carries out the flow calculations and produces the results. For someone who is new to CFD, selecting a CFD solver can sometimes be a daunting task due to the bewildering variety of choices. Some famous commercial providers of CFD codes are ANSYS, Inc., CD Adapco, Aerosoft, Inc., and Cobalt Solutions, LLG etc. ANSYS, Inc. provides FLUENT and CFX solvers, and controls something like half of the commercial CFD market. FLUENT' adaptive and dynamic physics is unique among CFD vendors and works a wide range of physical models.

4.7.3. Post processing

This is the final step in CFD analysis, and it involves the organization and interpretation of the predicted flow data and the production of CFD images and animations if necessary. Postprocessing is integrated in FLUENT solver, and users can perform sophisticated data analysis easily. FLUENT' CFD data can also export to third-party postprocessors and visualization tools such as EnSight, Field view and Tecplot as well as to VRML formats.

4.8 CFD Modelling of packed bed

There are two different types of models in term “CFD simulation” In the field of packed-bed modeling, [2]. In the first one, the bed is represented as an effective porous medium, with lumped parameters for dispersion and heat transfer. The reactions that take place in the porous catalyst particles are represented by source or sink terms in the conservation equations and corrected for volume fraction and particle transport limitations. The velocity field can be obtained from a modified momentum balance or a form of the Brinkmen-Forcheimer-extended Darcy equation. These approaches provide an averaged velocity field, usually in the form of a radially varying axial component of velocity, which is an improvement over the classical assumption of plug flow. The disadvantages of this approach are the continued lumping of transport process and the lacking of detailed flow structure.

This approach was applied by Rasul et al. [3] to model and simulate the thermodynamic process of vertical shaft kiln. The combustion, particle-gas dynamics and heat transfer processes were modeled by Eulerian multiphase model, and species transport and finite volume chemical reaction model. Though the authors declared that the simulated results showed a reasonably good agreement with designed data, the temperature profile through the kiln seems too high than practical, due to the steady state assumption and the exclusion of the decomposition process of dolomite. Therefore, the practical significance to model the heat transfer in shaft kilns producing soft-burnt lime is dubious. Additionally, the simulation was based on a 2-D geometric model. There is no doubt that the kiln can be axisymmetric, but, the firing system is definitely not.

In a 2-D model, a gap or slot shaped burner is used instead of a group of tube pipes. Thus the influence of the dimension of the slot and the setting of the boundary condition should be investigated intensively.

The second type of CFD models, the geometric complexities of the packing are not simplified, or replaced by the effective medium, and the flow through the space between particles is calculated by solving the Navier Stokes equations and others. In this approach, to solve the governing equations for the fluid flow itself is relatively simple, however, the geometric modelling and grid generation become complicated and the computation demands increase significantly. But it's worthwhile as this approach yields very detailed solutions which are of great importance in understanding the phenomena that occur in the bed. Via this "Real particle" approach, the complete characteristics of the flow in the entire flow domain can be described in terms of the main variables like velocity, pressure, and temperature and so on. The geometry building is one of the most important and time consuming process of CFD analysis, the review mainly focuses on the geometry development strategies in this field.

4.8.1 Real particle Model (RPM)

This chapter is devoted to present 3-D simulations for real particle model (RPM), 3-D geometric models are more realistic on modelling the spherical particles and tube shaped lance. The simulations performed in this chapter mainly present a general study on the behaviour of the flow mixing between the injection flow N_2 and the main flow (axial flow) Air in our domain.

4.8.2 Description of the geometry and the grid:

For designing systems such as industrial shaft kilns, a various tests with different parameters needs to obtain a general trend for the response of the

system. It is obviously very costly and time consuming to build such a huge model for test. Therefore, this study involved understanding fluid cross flow behaviour through packed bed in a small test box ($0.624 \times 0.364 \times 0.6$ m). In order to prevent the effect of outlet boundary conditions an extra height of 50 mm was added to the main box, a rectangular box was created to simulate the experimental test rig as shown in [Figure 4.4](#).

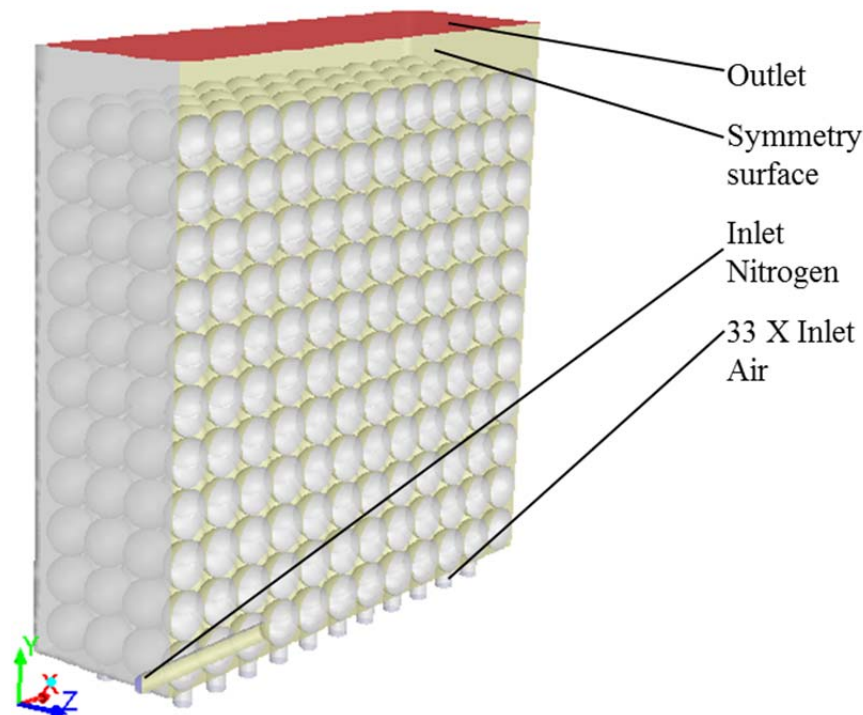


Figure 4.4: CFD Isometric view of the symmetrical half domain

The Solidworks version 2014 was used for drawing all the parts of the domain, then the case was exported from Solidworks to the ANSYS while ANSYS 14 was used to analyze and generate mesh models for CFD. ANSYS Meshing version 14 was used for meshing the parts of all domains with high accuracy. Which include a grid generation, refinement of mesh specification of zone type (continuum or boundary type). The meshing was completed by using suitable meshing schemes [Figure 4.5](#).

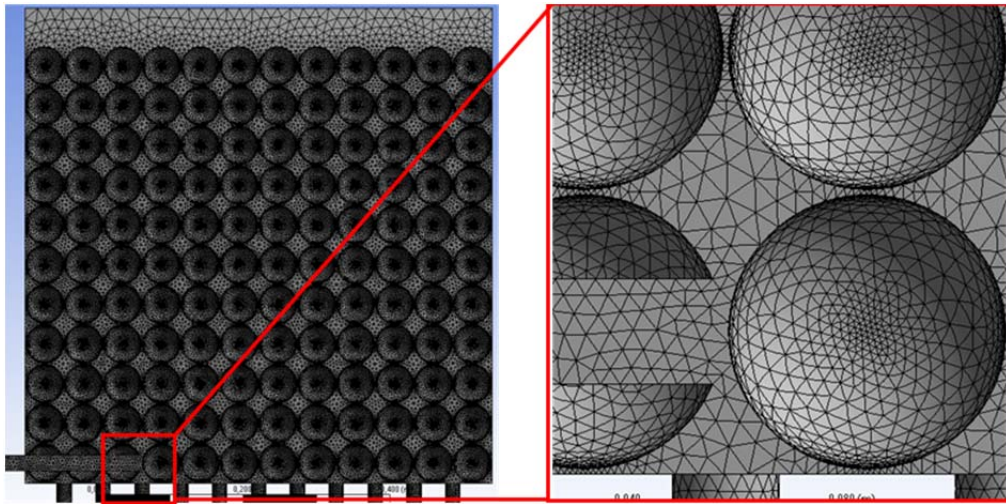


Figure 4.5: The meshing of the domain (SC Gap method)

The following steps were considered:

- 1- Choosing the tetrahedral method for all volumes in this case, because it is the best meshing method for the CFD and it is the only method applicable to complicated geometries.
- 2- Name all the boundaries inlets, outlets, symmetry and walls.
- 3- Use the size function for volume in the domain.

The problem of meshing was the small parts (such as lance diameter 6mm and the small gap between spheres 1mm) engagement with those of large parts (spheres 52 mm and length of the box 624 mm).

4.8.3. Contact points

The contact point problems is an important subject in geometry generation between wall-to- particle and particle-to-particle, in this points meshing process cannot be carried out due to very high skewed grid elements around the contact. Contact point or high skewed elements do not appear in the laminar flow [4]. But when the flow is developing to turbulent the convergence solution is unachievable. This is due to the increasing of the flow velocities in the fluid element around the contact points. Thus, in this study high Reynolds numbers (700 to 4400) were used which requires a turbulence model to simulate the test

section in reality. Therefore, the new mathematical domain of SC & BCC beds reduces the skewed element around the contact points by one of the three methods (gap, overlap, and bridge), as shown in [Figure 4.6](#).

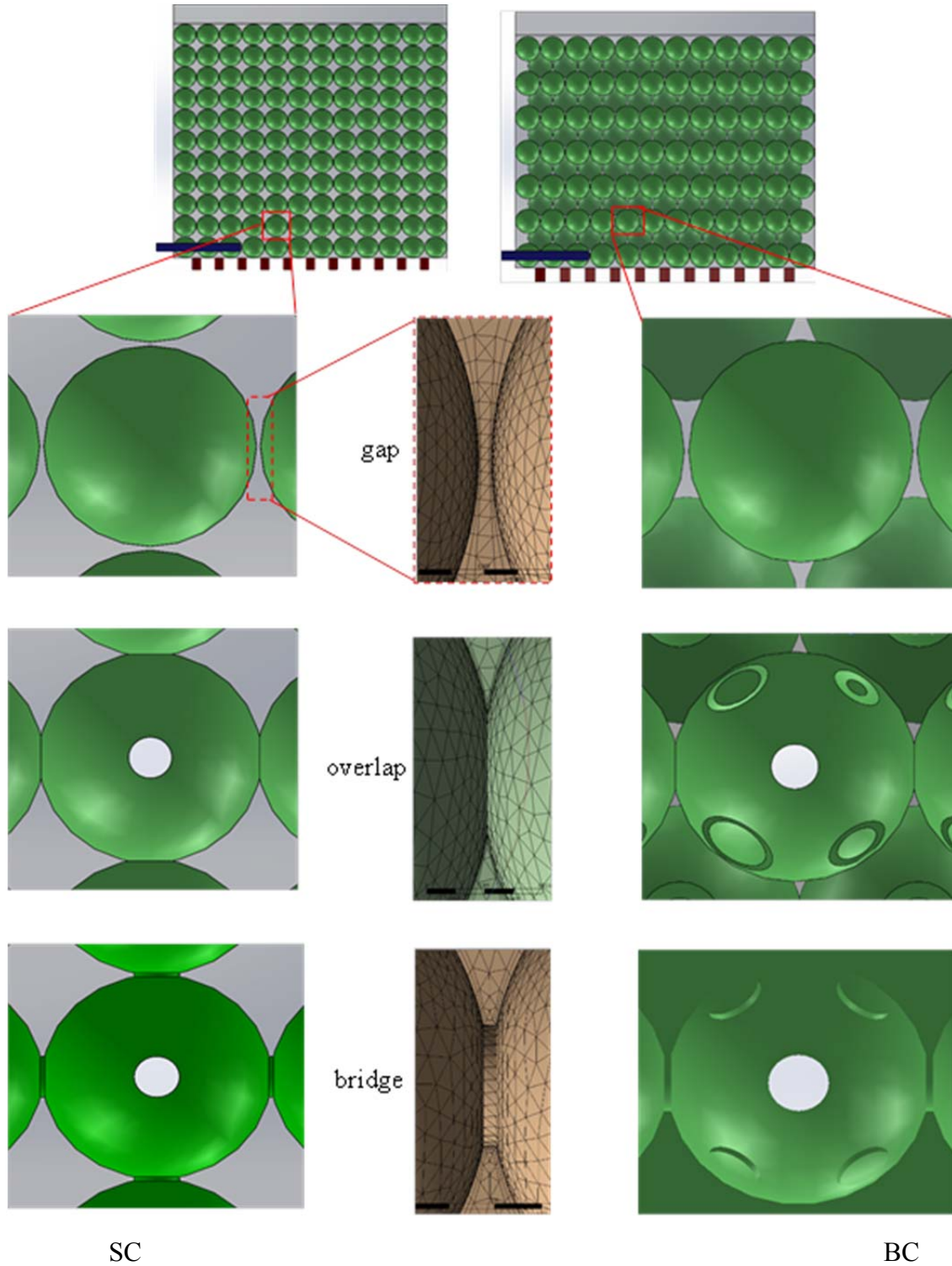


Figure 4.6: Contact point for three methods (gap, overlap, bridge) in SC & BCC structured bed.

Those methods are studied by a lot of researchers but just for axial flow, this study also used these methods but for cross flow mixing through the packed bed. Gaps approach for CFD was used by (Calies et al., 2004; Nijemeisland & Dixon, 2001). Overlaps method was advanced by (Guardo, Coussirat, Larrayoz, Recasens and Eguesquiza 2004), while the developing of bridges approach was done by (Ookawara, Kuroki, Street and Ogawa 2007), Table (4.1).

Name & Year	Contact point treatment	Field	No. of particle
Calis, Nijenhuis, Paikert, Dautzenberg & Bleek (2001).	Gap	Pressure drop.	16
Dixon and Nijemeisland (2001).		Heat transfer & fluid flow.	44
Guardo, Coussirat, Larrayoz, Recasens & Egusquiza (2004).	Overlap	Pressure drop& Heat transfer	44
Ookawara, Kuroki, Street & Ogawa (2007)	Bridge	Pressure drop, temperature distribution	240 to 880
Eppinger, Seidler & Kraume (2011)	Caps	Pressure drop, velocity distribution	80 to 750
Dixon, Nijemeislandb and Stitt (2013).		Drag coefficient	1

Table (4.1): Contact point studies

The 1 mm space between the spherical particles in the mathematical model was chosen depending on previous research made by [4]. The choice of this space made our model closed to the real domain porosity .Therefore, the 1 mm (space and crossing) at contact points will enlarge and reduce the simulation domain dimensions for gap and overlap respectively. So that the porosity for gap and overlap will be (0.5083 and 0.4417) in SC bed and (0.3969 and 0.3016) in BCC bed, respectively.

Regarding the third method, bridge, it is achieved by creating a cylinder connection between particle-particle and particle-wall with a radius = 0.1 of the particle diameter [5]. Those cylinders will remove the fluid in the narrow gap

surrounding the contact point, and it should be meshed these cylinders or bridges together with the particles (spheres), the mesh size in this method is doubled in comparison to the other two methods, and the porosity will be 0.469 in SC bed and 0.331 in BCC bed.

Tables 4.2& 4.3 explains the dimensions for each method for two beds arrangement. Those three methods ensure reducing high skewed elements in the near wall contact points.

Test section		SC Bed dimensions (m)		
Real dimensions (m)		Gap	Overlap	Bridge
L	0.624	0.637	0.611	0.624
W	0.364	0.372	0.356	0.364
H	0.572	0.584	0.560	0.572
Volume (m ³)	0.1299	0.1388	0.1218	0.1299
Porosity ϕ	0.48	0.5083	0.4417	0.4769

Table 4.2: SC Computational domain dimensions

Test section		BCC Bed dimensions (m)		
Real dimensions (m)		Gap	Overlap	Bridge
L	0.624	0.637	0.611	0.624
W	0.364	0.372	0.356	0.364
H	0.489	0.504	0.474	0.489
Volume (m ³)	0.111	0.1194	0.1031	0.111
ϕ	0.35	0.3969	0.3016	0.335

Table 4.3: BCC Computational domain dimensions

4.8.4. Real box domain meshing

The mesh creation was done as mentioned before using the work bench. Therefore, we adopted the must simple method for mesh generating. Patch conforming tetra meshing method is selected. Although, this method is fully automated, it has additional mesh controls and capabilities. In order to control

the mesh size, the body size option is used to specify the element size used for the entire model. The domain is typically meshed at the cell size of $dp/52$. Decreasing the element size leads to an increasing number of nodes and consequently the computation time. Table 4.4& 4.5 shows the total number of mesh elements and the CPU timing for two beds.

Case	Description	Sphere diameter (mm)	Pitch (mm)	Number of elements	CPU time (hours)
SC	Gap	52	53	4,642,931	>4
	Overlap		51	4,255,876	4
	Bridge		52	9,629,579	12

Table 4.4: Mesh element and computing time for SC bed

Case	Description	Sphere diameter (mm)	Pitch (mm)	Number of elements	CPU time (hours)
BCC	Gap	52	53	6,133,000	>5
	Overlap		51	3,926,000	4
	Bridge		52	9,437,000	12

Table 4.5: Mesh element and computing time for BCC bed

Additionally, special grid design is necessary to deal with the cases in which the void fraction of the packing is smaller. A smaller void fraction indicates smaller gaps between particles, which may lead to extremely high skewed cells when a coarse mesh is generated. To solve this problem, a size function is defined. In the function, the cell number in the nearest area of two particles is fixed, a growth rate and a limit size of cell are given, which means that smaller cells are forced to be generated in the gaps and then the size is growing in a certain rate with the increasing of the void, [Figure 4.7](#) depicts the grid pattern of the graded mesh in the full-bed model.

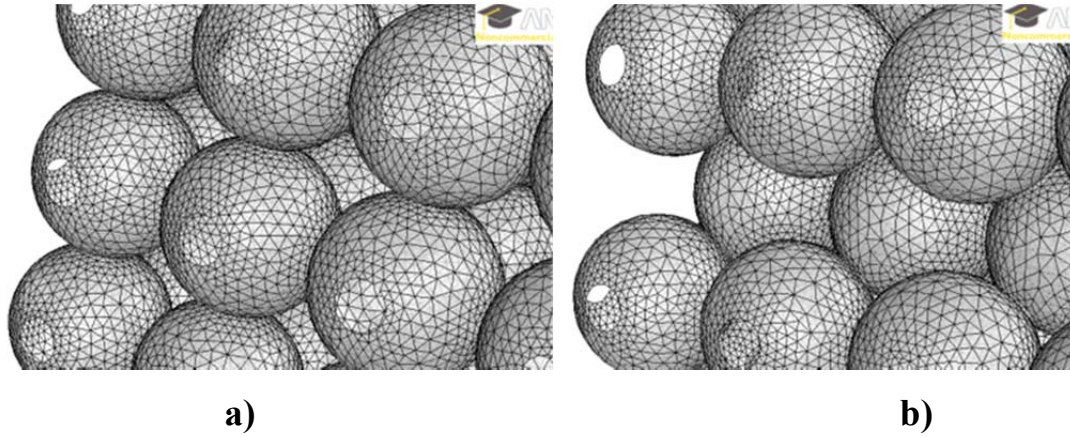


Figure 4.7: depicts the grid pattern of the graded mesh in the full-bed model a) SC b) BCC

4.8.5. Definition of the simulation models and materials

According to the porous flow in general, the distinct flow regimes are largely determined by the particle Reynolds number, namely; Darcy flow ($Re_p < 1$), Forchheimer flow ($1-10 < Re_p < 150$), unsteady flow ($150 < Re_p < 300$), fully turbulent flow ($Re_p > 300$) [6].

In the present study, the Reynolds number for the main flow of air varied from (700 to 4400) and for the cross flow of nitrogen from (2000 to 60 000) which leads to turbulent flow. The two inlet velocities varies depending on flow rate values for both air and nitrogen. The inlet boundary conditions are shown in Table 4.6. The standard k- ϵ turbulence model with standard wall function is applied.

Boundary		D_H , mm	Flow rate ($m^3 \cdot h^{-1}$)	Temperature (K)	Turbulent Intensity (I)
inlet	air	20	40,83,150,250	300	0.05
	N ₂	6,12,20	5,15,25	300	0.05
outlet		459	-	300	0.05

Table 4.6: Inlet and outlet boundary conditions

And species transport model were employed to calculate the O_2 concentration as a result of cross flow mixing between air and nitrogen. The fluids were taken to be incompressible with a temperature of 300 K. First order upwind schemes were selected to compute the field variables. The pressure velocity coupling algorithm was the SIMPLE (Semi-Implicit-method for Pressure Linked Equations) scheme, and all under-relaxation factors are setting as a default except momentum at 0.6.

The hydraulic diameter computed from the definition.

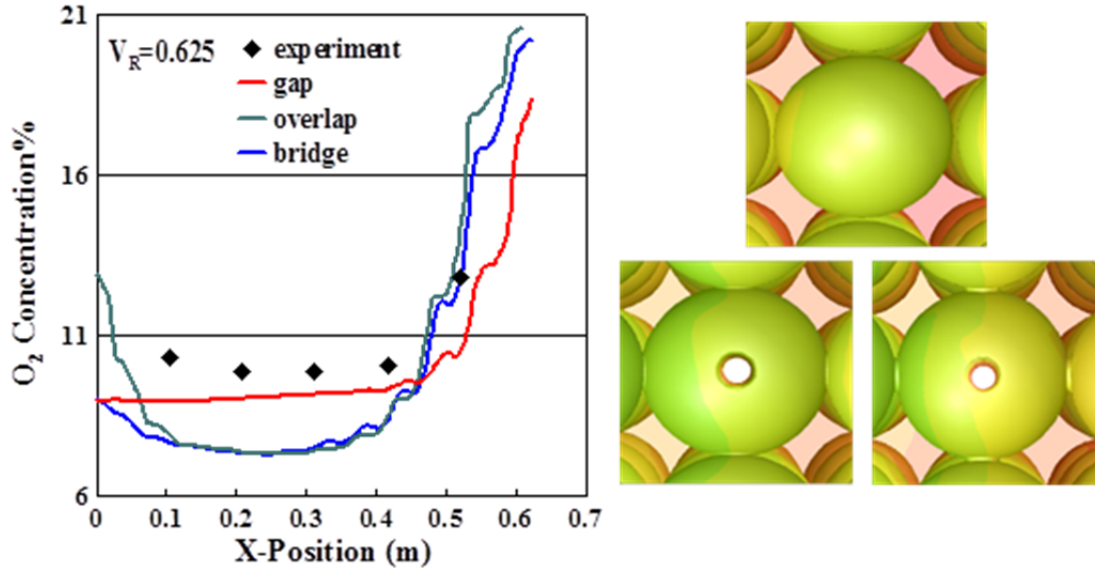
$$D_H = \frac{4A}{P}$$

Where A is the cross sectional area and P is the wetted perimeter.

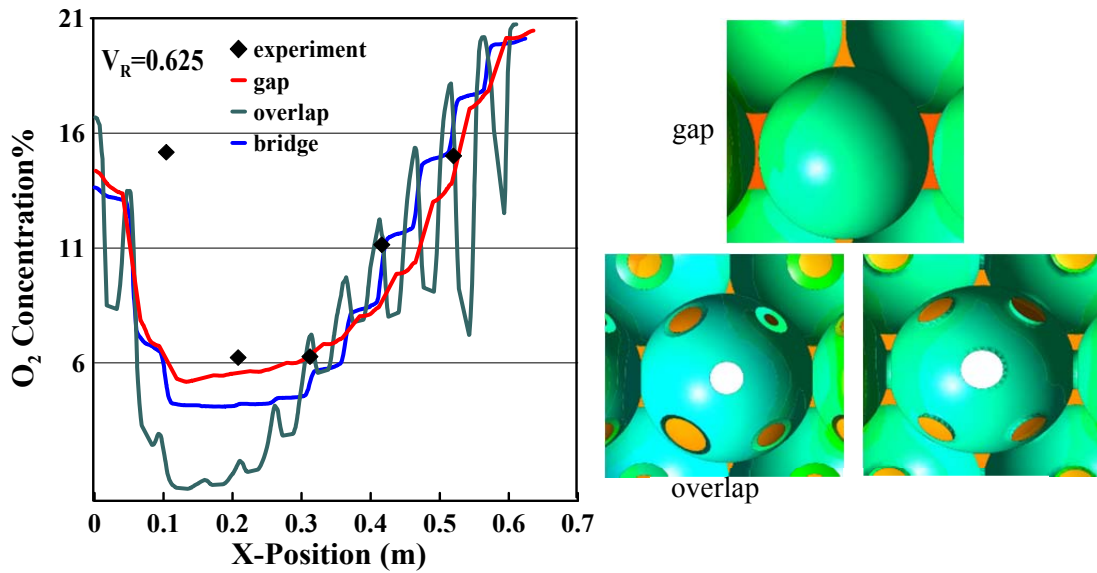
For Rectangular duct (fully filled)

$$D_H = \frac{2ab}{a+b}$$

Figure 4.8 a,b shows the comparison between the simulation results of the three methods of RPM for SC and BCC beds, and the measurement data at level $Z = 0.468$ m, this level are more than 8 times of sphere diameter higher than the location of injection, the location of injection at $x_L = 0.156$ m, the ratio of N_2 flow rate to air obtained ($\dot{V}_R = \dot{V}_i / \dot{V}_{ax}$) was 0.625, The simulation results obtained based on the gap method are closely to the experimental data, compared to the other two methods.



(a)



(b)

Figure 4.8: Comparison of the three contact treatment method for (a) SC (b) BCC and experimental data, at $x_L = 0.156$ m and $d_L = 20$ mm

Figure 4.9 a,b represents the comparison of the O_2 concentration for the three methods (contact point treatment) with the experimental data at four different volume flow rate ratios. The figure demonstrates that the three methods nearly have the same profile. But, the gap method is much closer to the experimental results, especially with high volume flow rate ratio ($\dot{V}_R = 0.625$).

The error between the CFD results and experimental results is ranged between (0.02 to 5) %, (15 to 32) % and (2 to 52) % for the gap, overlap and bridge respectively. Therefore, it can be concluded that the gap method is the recommended method for contact point treatment in structure packed bed.

Moreover, referring to Table 5 the time consumed in the bridge method is larger than for gap and overlap. Therefore, from the figure, the gap method is recommended when comparing the CDF results with the experimental data as will be described in the following section.

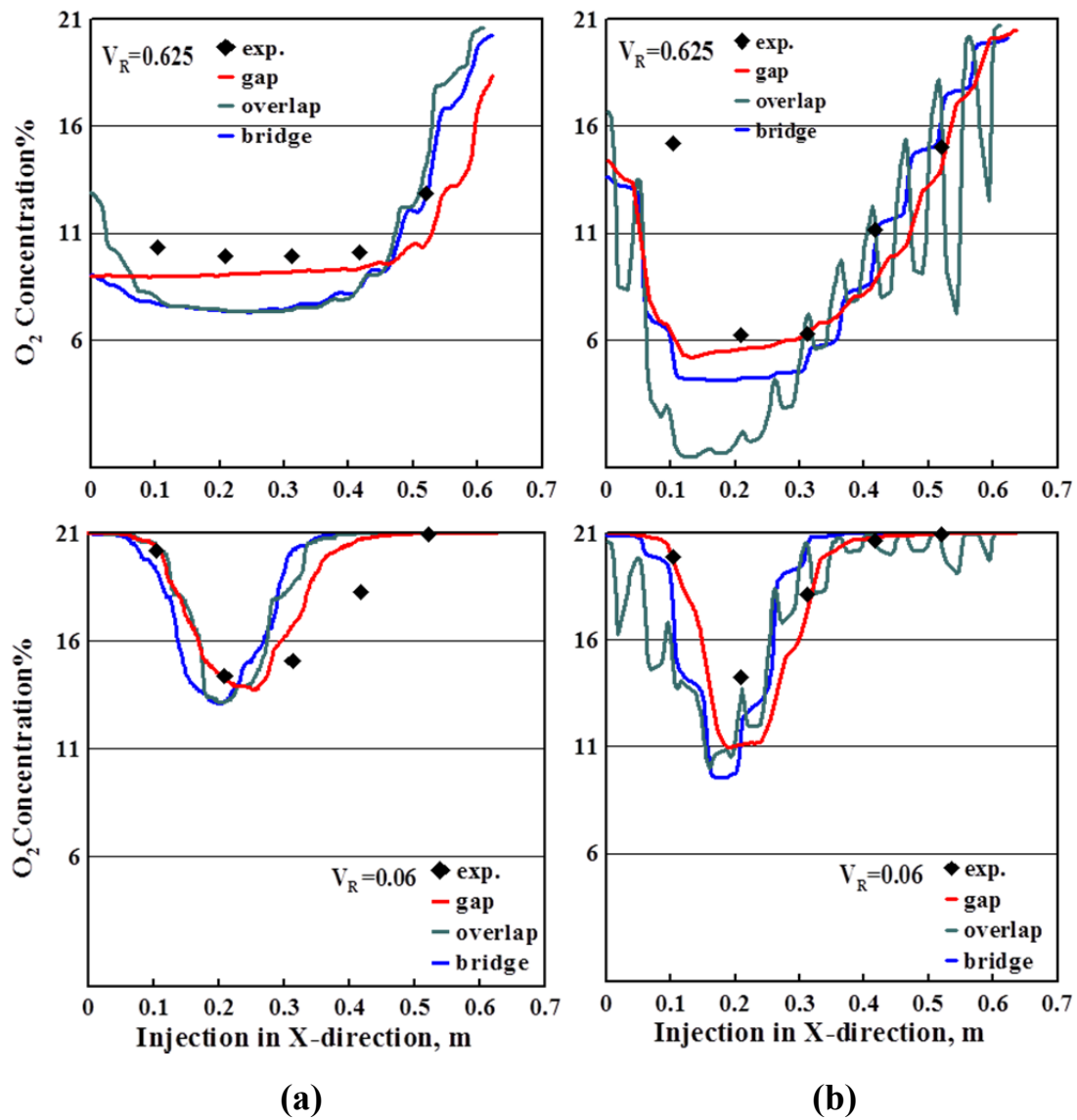


Figure 4.9: Comparison of the three methods with the experimental data for (a) SC (b) BCC, at $x_L = 0.156$ m and $d_L = 20$ mm

- *Pressure drop*

The pressure drop results for the three methods (gap, overlap, bridge) are presented in [Figure 4.10 a,b](#). The results are compared with an enhanced equation to calculate the pressure drop in packed bed with spherical particles, this equation was obtained by [Brauer \[30\]](#). Hence, the present work consists of spherical particles of same diameter, then the Brauer equation is applied to calculate the pressure drop,

$$\frac{\Delta P}{L} = 160 \left(\frac{(1-\phi)^2}{\phi^3} \frac{\mu U}{d_p^2} \right) + 3.1 \left(\frac{(1-\phi)}{\phi^3} \frac{\rho U^2}{d_p} \right) \left[\frac{\mu(1-\phi)}{\rho U d_p} \right]^{0.1}$$

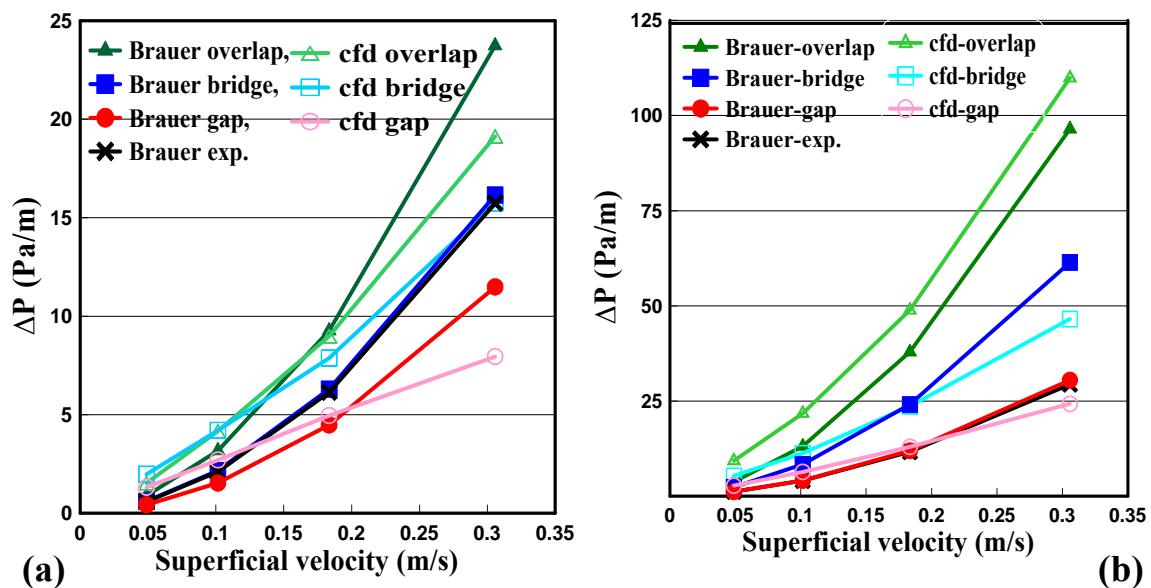


Figure 4.10: CFD calculated pressure drop as a function of superficial velocity for the three contact treatment methods (a) SC (b) BCC and Brauer's equation, at $x_L = 0.156$ m and $d_L = 20$ mm.

The SC curves in [Figure 4.10a](#) of CFD calculation for gap method gives a poorer agreement with the Brauer's correlation. The main reason is the space between particles which reduce the flow resistance while in the other two methods overlap and bridge the CFD results shows that the pressure drop is higher than Brauer's correlation. The crossing area in overlap method between particles was the main reason for high pressure drop, the local porosity at overlap method was 0.44. While the cylinders connected between particles

occupied a very small space from the hall volume which leads to a local porosity 0.47. Therefore, it can be observed that the numerical results of the bridge method agree fairly well with the pressure drop of the experimental measurements calculated by Brauer. The maximum pressure drop value ranging between 7 to 24 Pascal for simple cubic arrangement, while in body centre cubic arrangement at porosity 0.35 [Figure 4.10b](#), the pressure drop rising to the rang from 25 to 115 Pascal. Moreover the better agreement with experiment pressure drop is not bridge method but with the gap method, the main reason is due to very high contact point between particles which is effect directly on the rising of the crossing area and number of bridges between particles itself for overlap and bridge methods respectively.

- *Velocity magnitude*

From [Figure 4.11](#), we can clearly see the bed resistance effect implementing by two bed arrangements SC& BCC on the flow velocity vectors. CFD modelling of pressure drop in structured packed bed had been experimentally validated by many researchers [\[25\]](#), Xu [\[1\]](#) conducted a high deviation between CFD and Brauers correlation it is approximately equal to 5 times in his case may be explained by the specific big gaps between particles, he used a 6 mm gap between particles in 100 mm particle diameter.

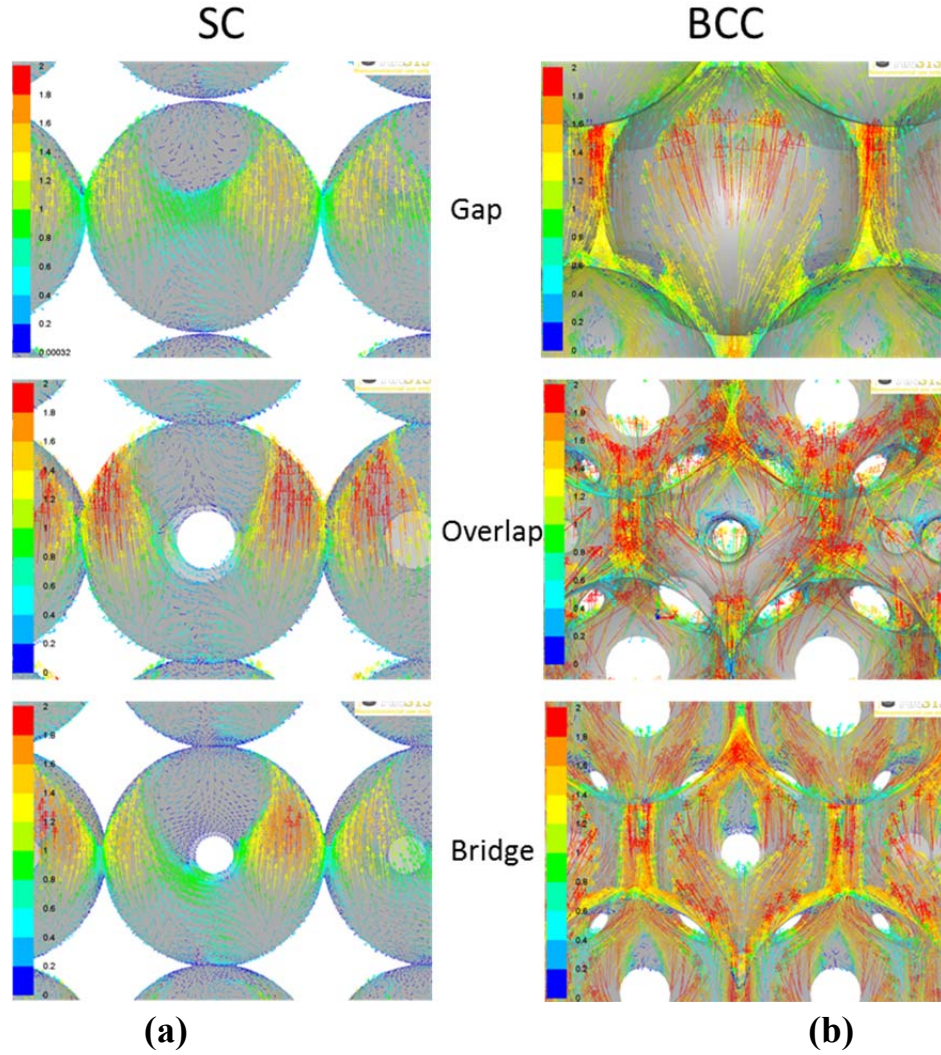


Figure 4.11: Velocity vector maps of the simulation colored by velocity magnitude in m.s^{-1} , at higher $\dot{V}_{\text{air}} = 250 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$.

Regarding [Figure 4.12a](#), it represents the mixing velocity distribution for a volume flow rate ratio \dot{V}_R of 1.25 with injection position of 0.156 m. It can be seen that the CFD results are much fitted with the experimental results after the injection position. Actually, the peaks in the simulation results represent the O_2 concentration. From the figure, it can be seen that the measured points have a deviation from the simulation results. This actually related to the manufacturing of the sphere which used in the experiments. It differs from the exact spheres created in CFD domain because it has mould imprint on the surface of spheres that could effects on the flow. Regarding the experimental results, the figures showed that the average of the mixing velocity at the outlet was 0.65 and. But

for the simulated results, the average of the mixing velocity was nearly half of the experimental results. Figure 4.12b presents the contour plot of the mixing velocity at two planes $Z= 0.026$ m and $Z= 0.57$ m for RPM. It can be seen the velocity is at the end of the test box was higher than near injection position.

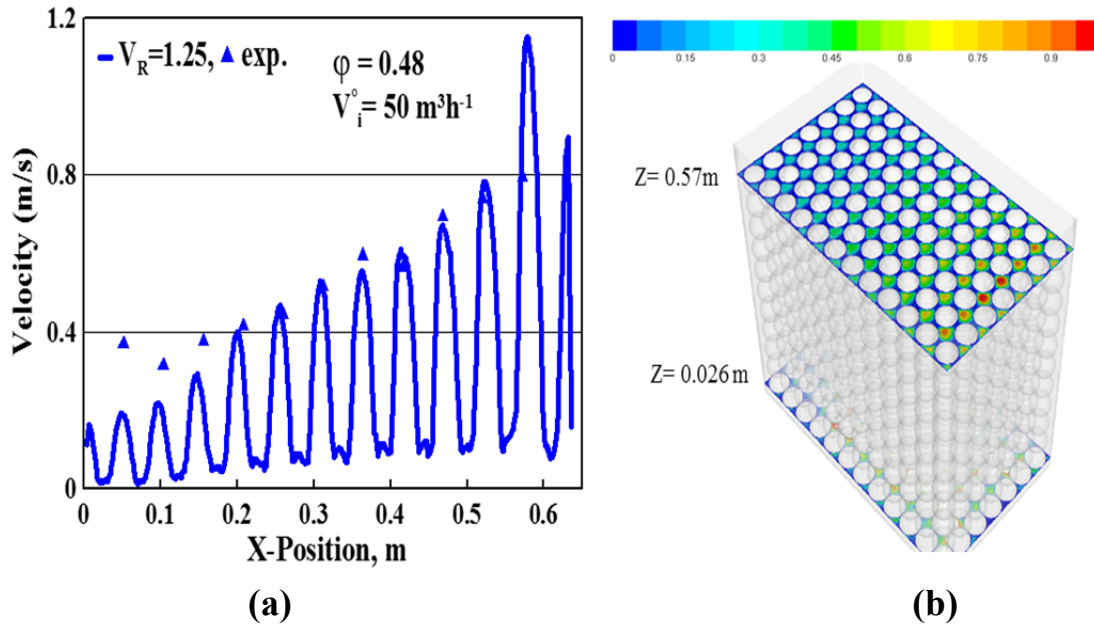
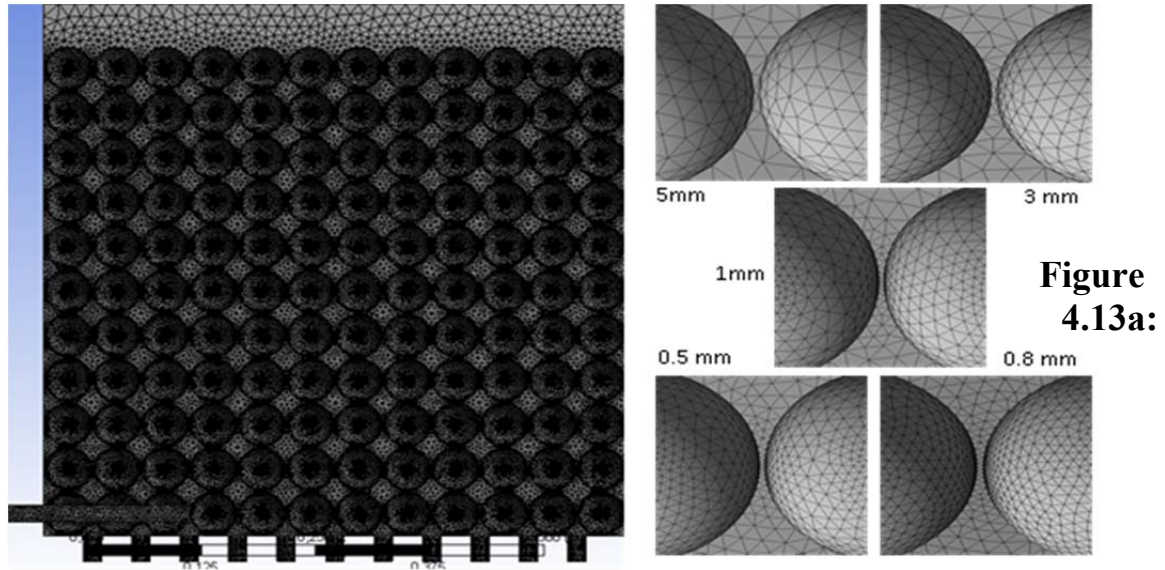


Figure 4.12: (a) Comparison between CFD results and experimental data for the mixing velocity distribution, (b) Contour plot for mixing velocity at two planes in Z direction, at $x_L = 0.156$ m, $d_L = 0.02$ m

4.9 Grid convergence study of RPM

In order to calculate the concentration of gas mixing through the bed, theoretically the mesh must be fine enough for more accurate of solution, Figure 4.13 a,b. Therefore, it is important and necessary to conduct a mesh independence study, by increasing the number of mesh elements and monitoring the velocity and pressure drop in such height in the bed. Figures depicts a series of mesh sizes, from coarsest with mesh 29 cells/cm³ to finest mesh with 401 cells/cm³ are created for SC bed and from 31 cells/cm³ to finest mesh with 646 cells/cm³ for BCC bed, as shown in Table 4.7 a,b.



SC Computational mesh geometry with 1mm interval size (gap method) with five grade of interval size for the mesh

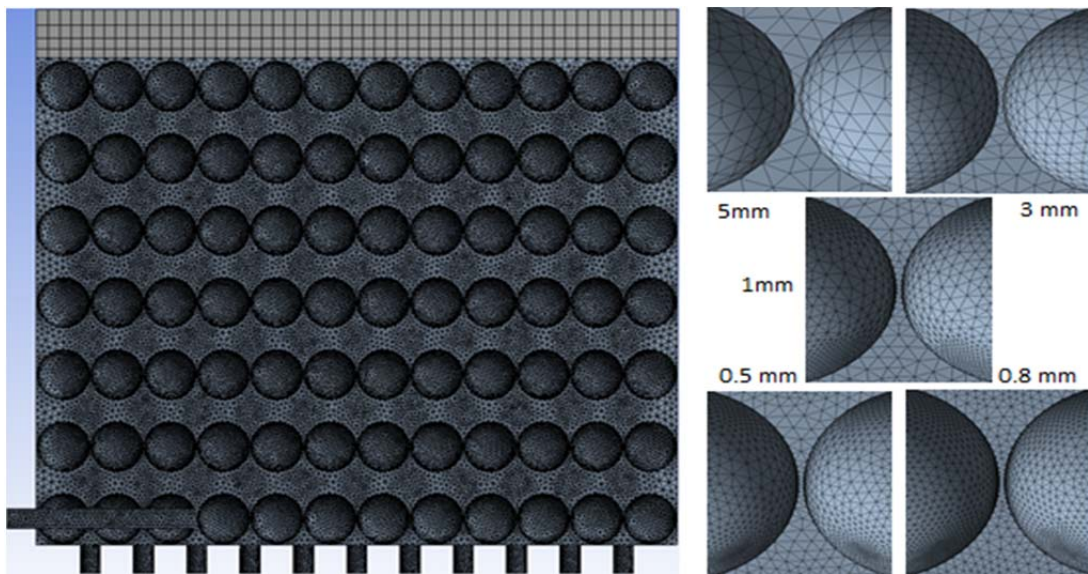


Figure 4.13b: BCC Computational mesh geometry with 1mm interval size (gap method) with five grade of interval size for the mesh

The results show that the solution of the flow velocity becomes grid independent after two levels coarsest to the finest grid. The mesh pattern on the particle surface, which indicates the grid structure of the whole domain. As can be noted, the grid is fine in the small gaps and becomes coarser in the larger void area.

Grid	Interval size mm	Cells	Density Cell/cm ³	Y ⁺ averag e	Pressure Pa at plane 0.468 m	Velocity m/s at plane 0.468 m	CPU time min
mesh 1	5	1221675	29	7.03	0.560	0.633	35
mesh 2	3	2391425	58	6.07	0.618	0.657	69
mesh 3	1	4642931	111	4.7	0-650	0.657	240
mesh 4	0.8	7606744	182	4.4	0.668	0.660	420
mesh 5	0.5	16699809	401	3.8	0.690	0.659	1275

Table 4.7 a: The grid used for grid convergence study and computational results ($u_{\text{air}}=3.35$ m/s $u_{\text{N}_2}=22.5$ m/s, gap method SC bed).

Grid	Interval size mm	Cells	Density Cell/cm ³	Y ⁺ average	Pressure Pa at plane 0.459 m	Velocity m/s at plane 0.459 m	CPU time min
mesh 1	5	943689	31	8.47	0.232	1.116	17
mesh 2	3	2306910	76	7.33	0.238	1.172	65
mesh 3	1	6130980	205	5.66	0-331	1.181	495
mesh 4	0.8	9681583	325	5.00	0.362	1.179	594
mesh 5	0.5	19265477	646	4.55	0.418	1.186	1083

Table 4.7 b: The grid used for grid convergence study and computational results ($u_{\text{air}} = 3.35$ m/s $u_{\text{N}_2}= 22.5$ m/s, gap method BCC bed).

The mesh creation for mesh study and the computational domains was done by using the workbench. Therefore, the simplest method for mesh generating was adapted. Patch conforming tetra meshing method was selected. Although this method is fully automated, it has additional mesh controls and capabilities. In order to control the mesh size, the body size option was used to specify the element size used for the entire model. The domain typically was meshed at the cell size of $d_p/52$. [Figure 4.14a](#) demonstrates that the mesh contains a few highly skewed elements, most of the skewed elements are located in areas of a particle near contact points. [Figure 4.14b](#) yield the y^+ values near the solid wall (spheres

wall). The y^+ is a non-dimensional distance value and it is important in turbulence modelling to determine the proper size of the cells near walls [21]. In the present study, it is less than 5 at the surface of spheres and walls. All simulations in the present work applied the 1mm interval size for mesh generation.

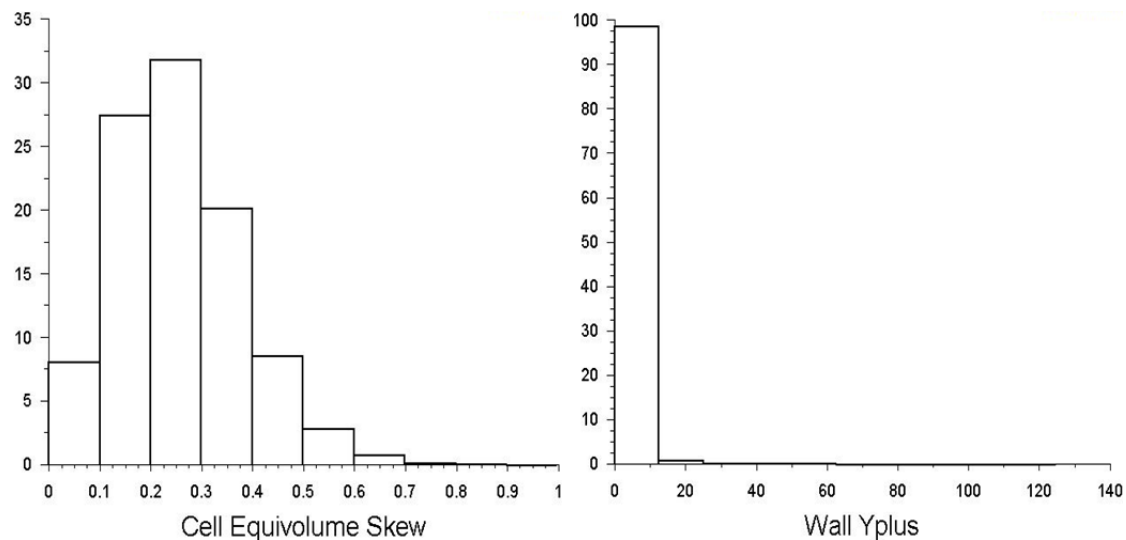


Figure 4.14: (a) histograms distribution of the cell equivolume skew. (b) y^+ values for the wall region, at higher velocities for air & N_2 , $u_{air}=3.35$ m/s $u_{N_2}=22.5$ m/s, gap method.

References

- [1] ANSYS, \ Ansys fluent 12.0, user's guide," ?, 2009.
- [2] M. Nijemeisland and A.G. Dixon. CFD study of fluid flow and wall heat transfer in a fixed bed of spheres. *AIChE Journal*, 50:906–921, 2004.
- [3] M.G. Rasul and D. Saotayannan. Modeling and simulation of thermodynamic processes of vertical shaft kiln used for producing deadburned magnesia. *International Journal of Energy and Environment*, 1:37–44, 2007.
- [4] Michiel Nijemeisland, Anthony G Dixon, "Comparison of CFD simulations to experiment for convective heat transfer in a gas–solid fixed bed", *Chemical Engineering Journal*, Volume 82, Issues 1–3, 15 March 2001, Pages 231-246.

- [5] Dixon AG, Nijemeislandb M, Stitt EH (2013). Systematic mesh development for 3D CFD simulation of fixed beds: Contact points study. *Computers and Chemical Engineering* 48:135-153.
- [6] Zhiguo Xu, Hermann Woche, Eckehard Specht, "CFD flow simulation of structured packed bed reactors with jet injections ", proceeding of the 14th international Conference on Fluid Flow Technologies (CMFF'09), Budapest, Hungary, September 9-12, 2009.

Anhang 3: CFD-Modellierung PMM

5.1. CFD modelling of RPM

The main purpose of the CFD simulations were to test its capabilities to simulate the cross flow mixing in a packed beds and investigate how to improve this mixing. The CFD simulations results are presented in the form of O₂ molar concentration contour plots and curves. The following results are for the CFD simulation of real particle model RPM.

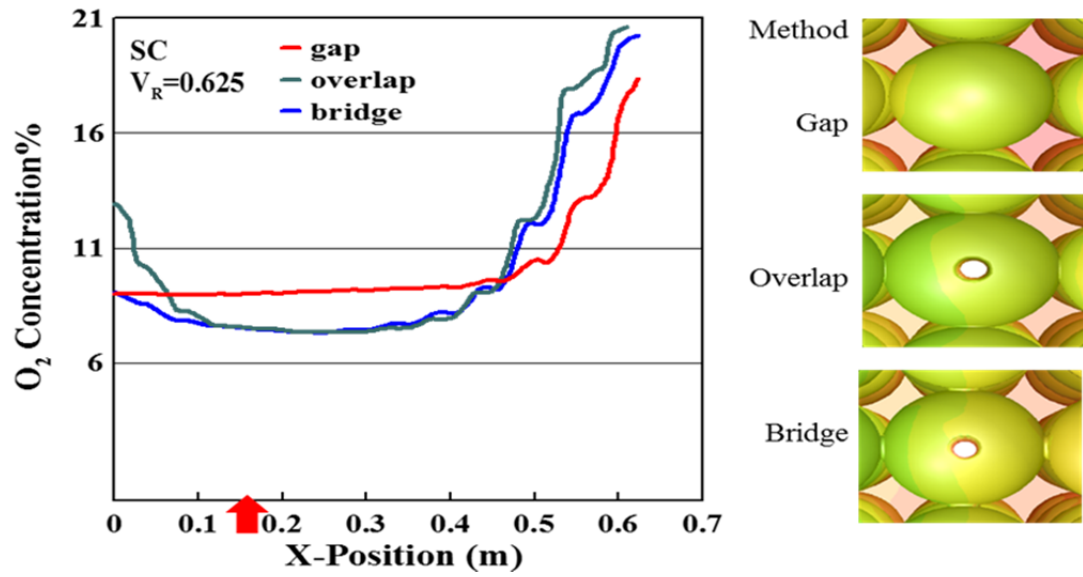
As mentioned in chapter 4, this study involved understanding fluid cross flow behaviour through packed bed in a small test box, two cases were created to simulate gas mixing in the bed axial flow with cross flow and axial flow with parallel flow.

5.2. Simulations results of RPM (axial flow with cross flow)

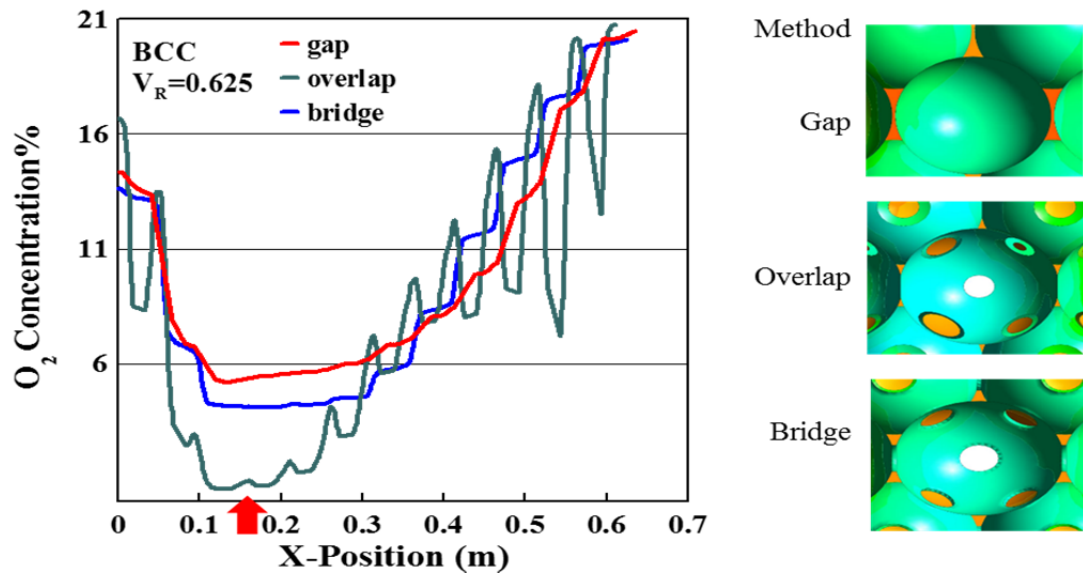
In this section, simulations are performed to investigate the radial mixing in a packed bed. Studies mainly focus on some important parameters, such as the lance depth, lance diameter, the arrangement of the packed beds. In this study the factors studied refer to the small test rig:

5.2.1. Influence of the contact point treatment method

Figure 5.1 a,b compares the effect of the contact treatment methods in CFD simulation on the O₂ concentration for SC & BCC arrangements respectively. The consumed time in the bridge methods is longer than for gap and overlap see Table 5.1a,b. The figure represents the comparison of the CFD results from the three methods, therefore it is recommended to use gap and overlap methods due to less computing time comparing with the bridge method.



(a)



(b)

Figure 5.1: Influence of contact treatment methods on the O_2 concentration in a structured bed, a) SC, b) BCC, at $x_L = 0.156$ m, $d_L = 0.02$ m

case	description	Sphere diameter (mm)	Pitch (mm)	Number of elements	CPU time (hours)
SC	gap	52	53	4,643,931	>4
	overlap		51	4,255,876	4
	bridge		52	9,629,579	12

(a)

case	description	Sphere diameter (mm)	Pitch (mm)	Number of elements	CPU time (hours)
BCC	gap	52	53	6,133,000	>5
	overlap		51	3,926,000	4
	bridge		52	9,437,000	12

(b)

Table 5.1: Mesh element and computing time for two beds in RPM

5.2.2. Influence of bed height and contact treatment methods

Figure 5.2 displays the simulation results of the three methods at two levels of $Z_1=0.26$ m and $Z_2=0.468$ m for the lance depth $x_L=0.156$ m in a SC bed, and $\dot{V}_R = 0.625$. Generally, it can be concluded that the oxygen concentration is independent of the measuring level. Therefore, the measurement points in the following are shown only at a height of 0.468 m.

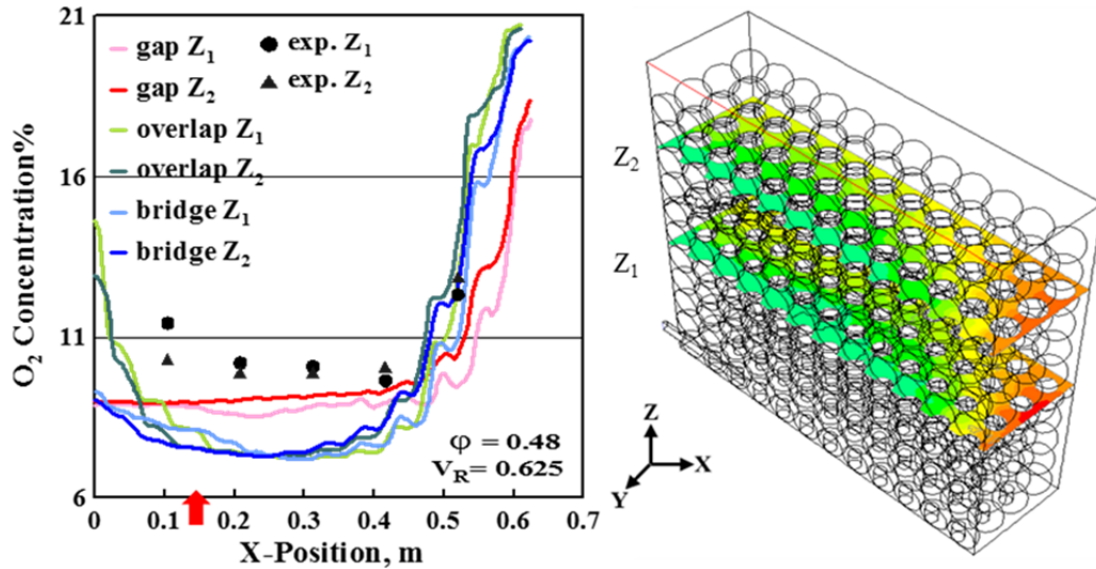


Figure 5.2: Influence of the bed level on the O_2 concentration for the three methods in a SC bed and experiment data, $x_L=0.156$ m, $d_L=0.02$ m

5.2.3. Influence of lance depth

Simulations are performed for three cases with different lance depths while keeping the other operating conditions constant [Figure 5.3](#). In Case I, x_L is 0 mm, i.e. the lance is on the wall of the test box. In Case II & III, the lance depth x_L is 156 mm, 312 mm respectively. For all cases, the diameter of the lance is 20 mm.

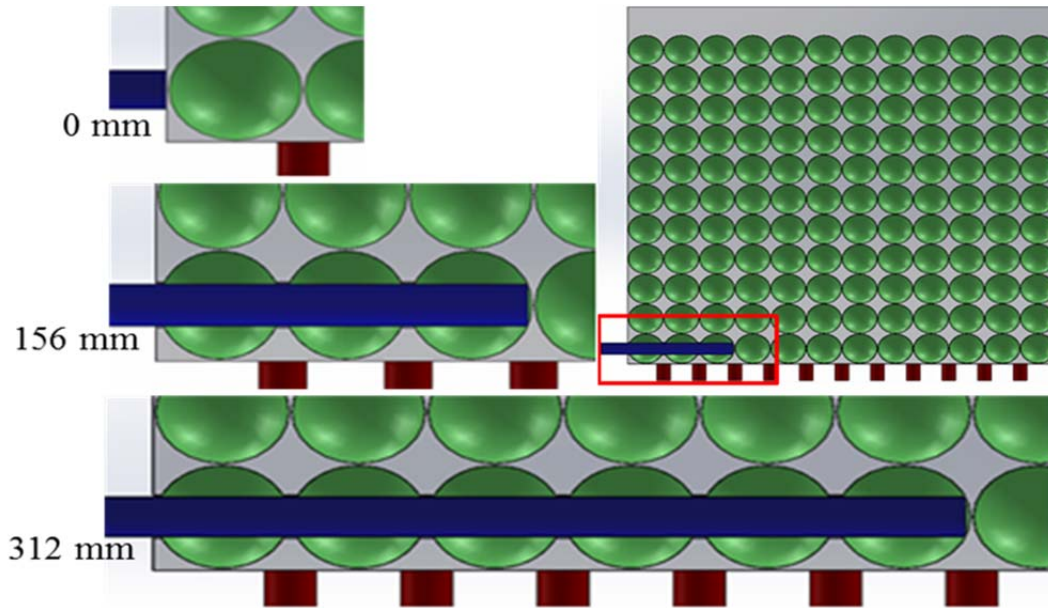


Figure 5.3: Front view for SC domain with three different lance depths

[Figure 5.4 a,b](#) shows the influence of the lance depth (injection position) on the O_2 concentration and the contour plot for high and low \dot{V}_R in a SC structured bed. In the figure the two lance depths 0.156 and 0.312 m were shifted to the position 0 m, it means the injection always start at 0 m. The [Figure 5.4a](#) for $\dot{V}_R = 0.625$ clearly shows that all profiles fell together and formed a jet of N_2 . The lance depth 0.312 m formed the left side of the jet and the lance depth 0 m the right side. Only the lance depth of 0.156 m can show the whole profile. [Figure 5.5b](#) for low \dot{V}_R shows a smaller the width of the jet (the distance between the first two side flat points; on the top of the curve). It seems that the middle of the jet (penetration depth) was shifted a little bit towards the 0 m position (injection position) with decreasing \dot{V}_R . For $\dot{V}_R = 0.625$ the middle of the jet was at about

0.15 m and by decreasing the \dot{V}_R to 0.06 the middle moved towards 0.1 m. also we can see the penetration depth of the O_2 concentration for 0 m lance depth was deeper than other depths because the flow has only one direction to move. That means the lance penetration depth has a great influence on the oxygen concentration profiles in the bed. Moreover, the oxygen displacement is wider than that with a lower volume ratio.

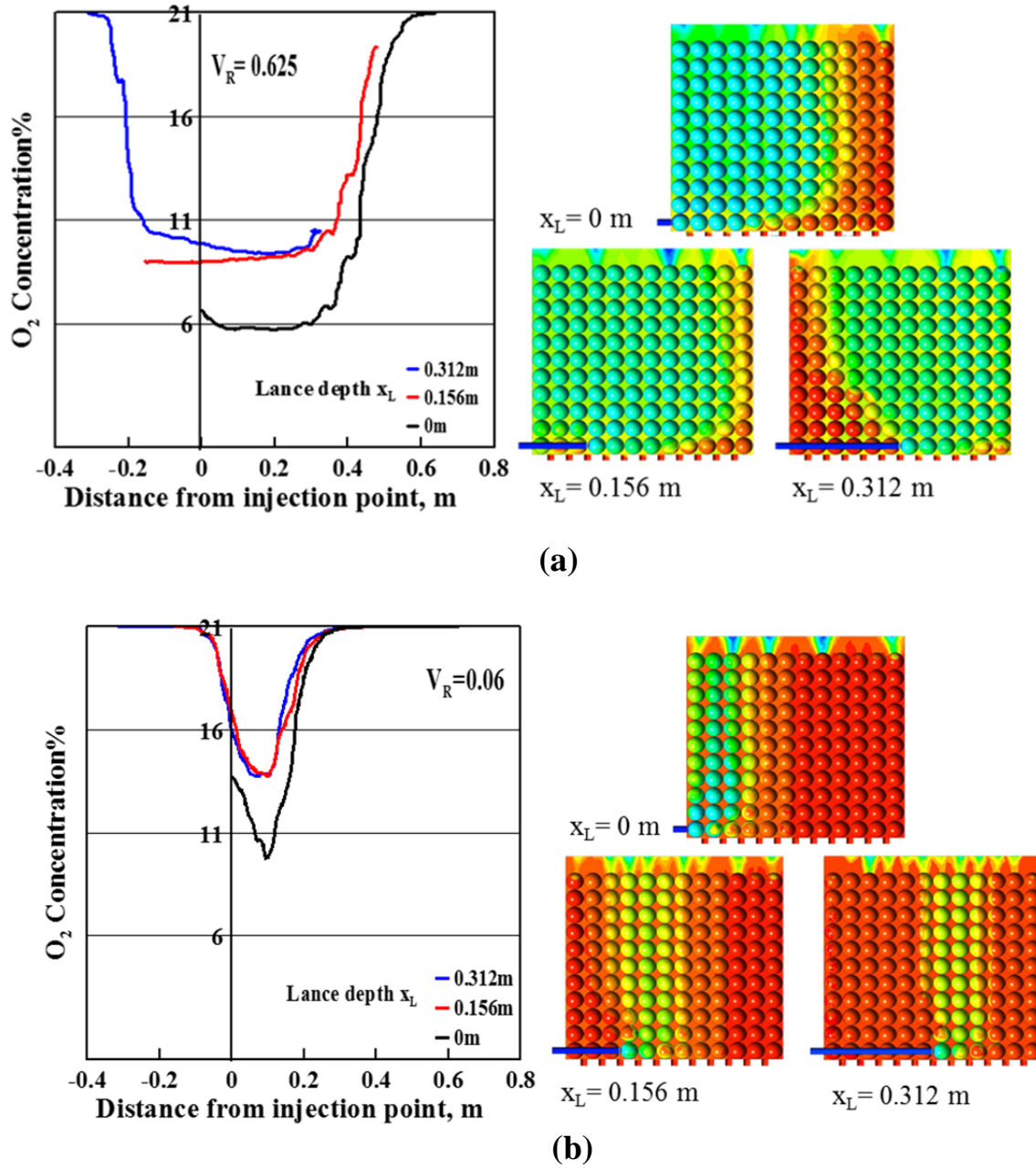


Figure 5.4: Influence of lance depth on the O_2 concentration and contour plots for SC structured bed (a) $\dot{V}_R = 0.625$ (b) $\dot{V}_R = 0.06$, at $x_L = 0.156$ m, $d_L = 0.02$ m

5.2.4. Influence of lance diameter

Figure 5.5 shows a part from the simulation domain with a three different lance diameters (6, 12 and 20 mm) inserted at 0.156 m away from the wall of the box. The lances where inserted through beds in the ceramic spheres is in a photo for the packed bed in Figure 5.6.

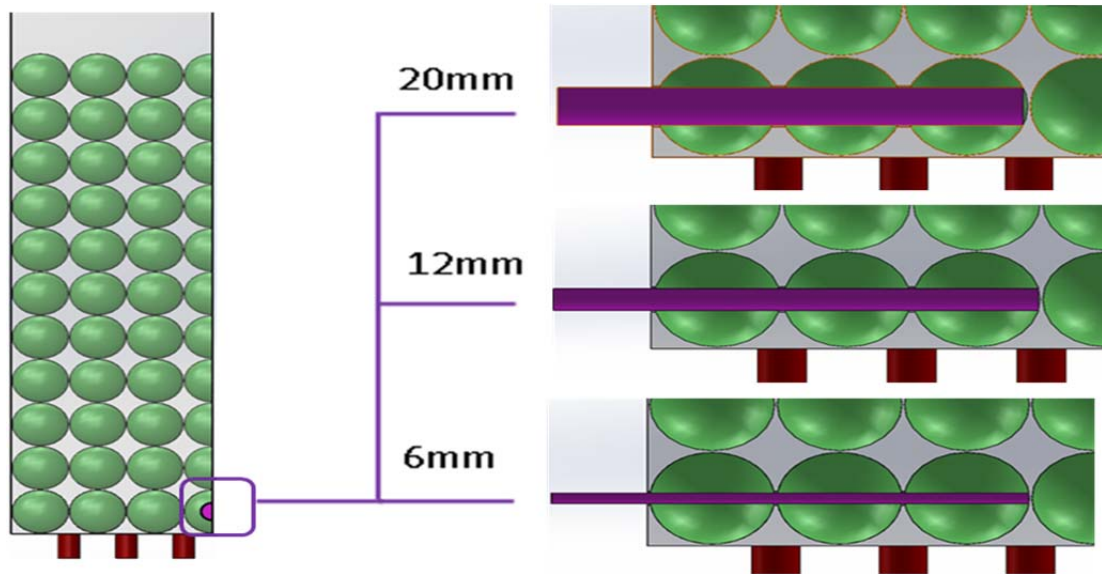


Figure 5.5: CFD domain for 3 different lance diameters (d_L) inserted through spheres for SC bed

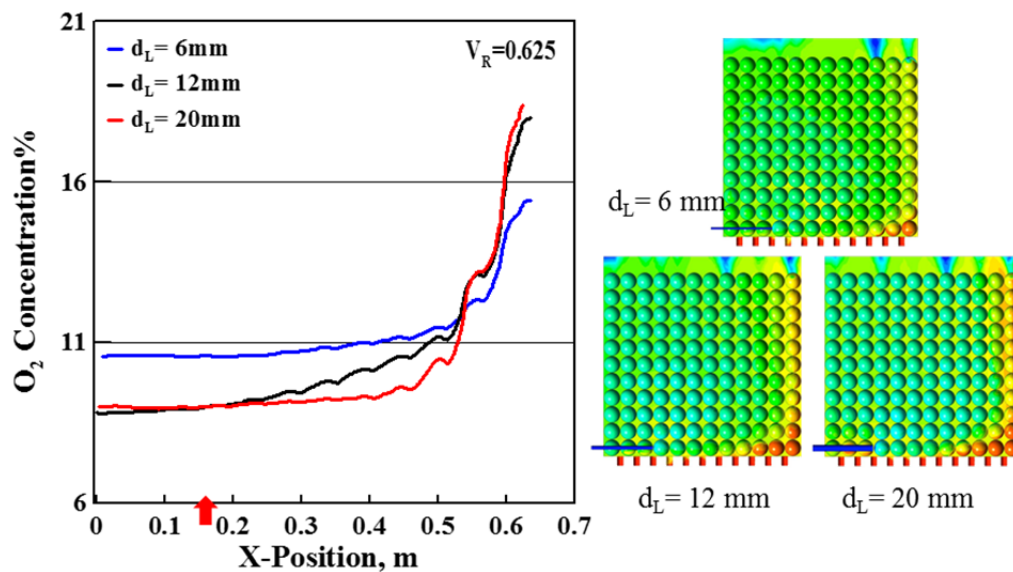


Figure 5.6: Real test box with the insert lance through ceramic spheres

Figure 5.7a demonstrates the O_2 concentration curves of 3 different lance diameters at the same injection flow rate which leads to different injection velocities, and the contour plots with a high and low \dot{V}_R .

At high flow rate ratio, concentration curves for all lance diameters (6, 12 and 20 mm) appear to be same. But for the low flow rate ratio the oxygen concentration begins at high value, then drops to minimum and rising again away from the injection position which effecting directly on the tendency of the O_2 concentration curves, while this effect not appear at high volume flow rate ratio, the main reason is a high amount of axial flow. However the penetration depth increase with injection velocity decrease.

As a result, the distribution in the bed is not good at low flow rate ratio. It can be also conclude, the O_2 concentration does not affected with a different lances diameter, Figure 5.7b.



(a)

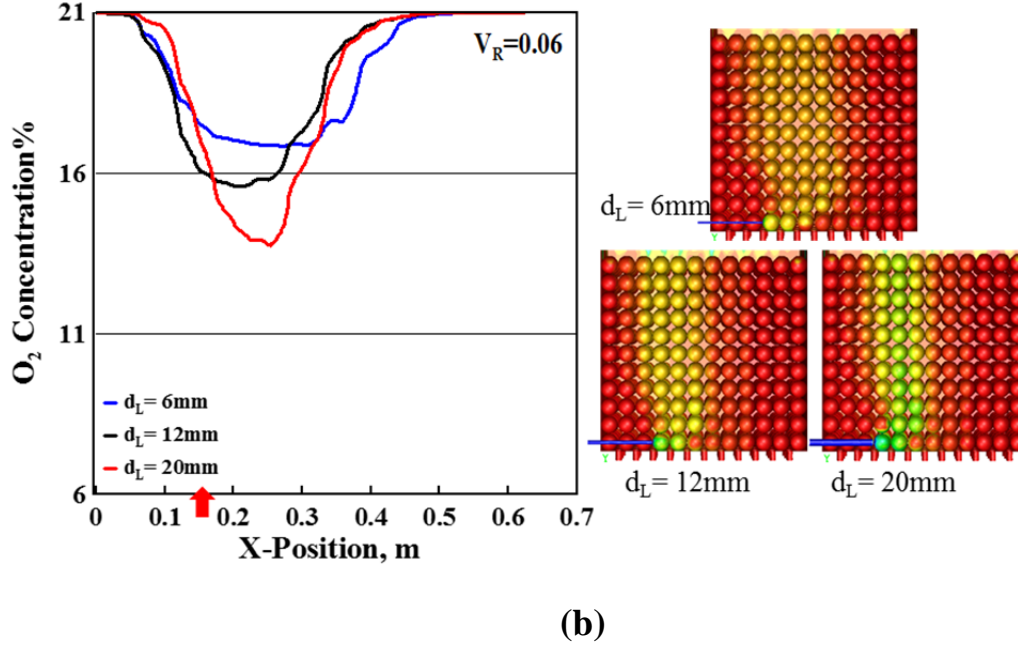


Figure 5.7: Effects of lance diameter (injection velocity) on O₂ concentration and contour plots for gap method in SC structured bed (a) $\dot{V}_R = 0.625$ (b) $\dot{V}_R = 0.06$, at $x_L = 0.156\text{ m}$, $d_L = 0.02\text{ m}$

5.2.5. Influence of volume flow

The volume flow rate ratio could be adjusted by the injection and axial flow rates. Therefore, the same ratio could be obtained by different combinations. For example, to obtain the volume flow rate ratio of 0.1 by combining the injection flow rate of $25\text{ m}^3/\text{h}$ with an axial flow rate of $250\text{ m}^3/\text{h}$ or by using 15 and $150\text{ m}^3/\text{h}$ for injection and axial flow rates, respectively. [Figure 5.8](#) represents the effect of the obtained volume flow rate ratio on the O₂ concentration with a lance penetration depth of 0.156 m . It is obvious that the curves have the same tendency, and nearly independent from the volume flow rate ratio \dot{V}_R .

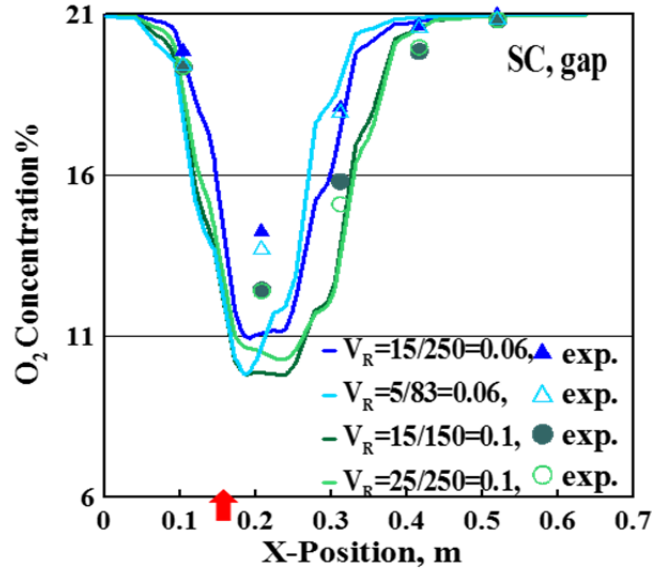
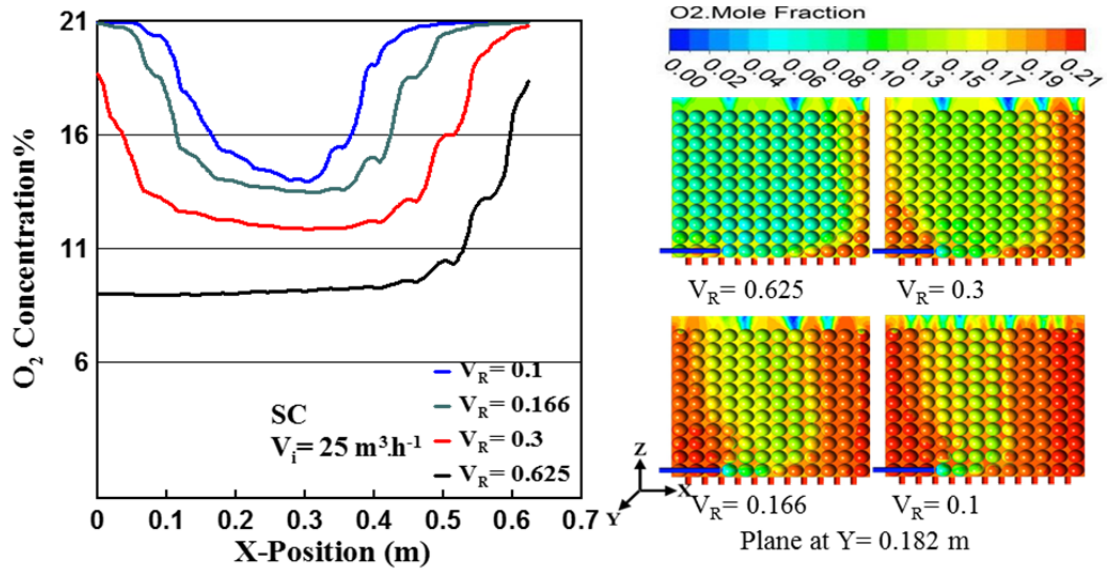


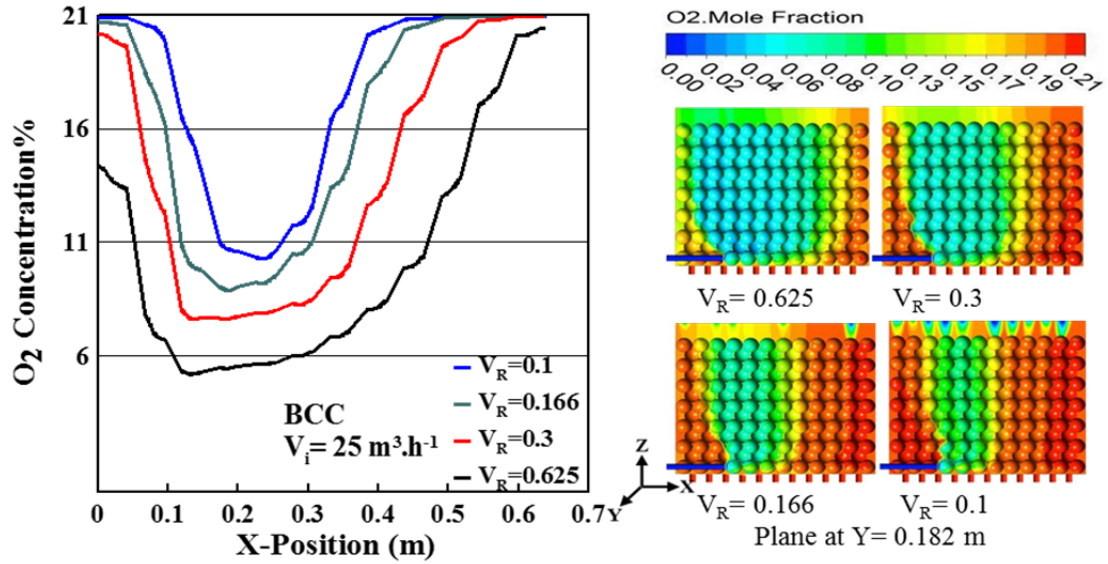
Figure 5.8: Volume flow effect on the O₂ concentration in SC bed

5.2.6. Influence of volume flow rate ratio

The effect of the volume flow rate ratio on the oxygen concentration is shown in [Figure 5.9 a,b](#) for the gap method for SC and BCC beds. The lance position is $x_L = 0.156\text{m}$ and the lance diameter is $d_L = 0.02\text{ m}$. The air flow is the parameter while the N_2 flow is constant at $25\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$. [Figure 5.9a](#) explains the influence of four different values of \dot{V}_R (0.1, 0.166, 0.3 and 0.625) on the O₂ concentration in a SC structured bed. The higher \dot{V}_R is the wider O₂ Concentration curve. Contour plots in the figure explain when the volume flow rate ratio increases, more oxygen is spread in the bed. The minimum in all profiles can be defined as the penetration depth of the jet. [Figure 5.9 b](#) explains the deeper penetration depth in the BCC bed, the penetration depth for all profiles were deeper than for SC.



(a)



(b)

Figure 5.9: Influence of V_R on the O_2 concentration and contour plots in structured bed (a) SC (b) BCC, at $x_L = 0.156$ m, $d_L = 0.02$ m

5.2.7. Velocity profiles

Figure 5.10 represents the velocity distribution of the six lines, see figure 3.1 (b), with 11 points per line, every sphere. The velocity measurements were done by using a hot wire with an error of about ± 0.01 m. s^{-1} . Actually, there were some problems in obtaining the absolute velocity during the

measurements. These problems were related to the human error in hot wire fixation, but the tendency of the distribution is acceptable. From the figure, it can be concluded that there is no difference in the mixing velocity distribution through the cross lines at the outlet of the box. Therefore, we conduct all the results at line 3. Also, the results obtained from the CFD simulations were taken from the same line.

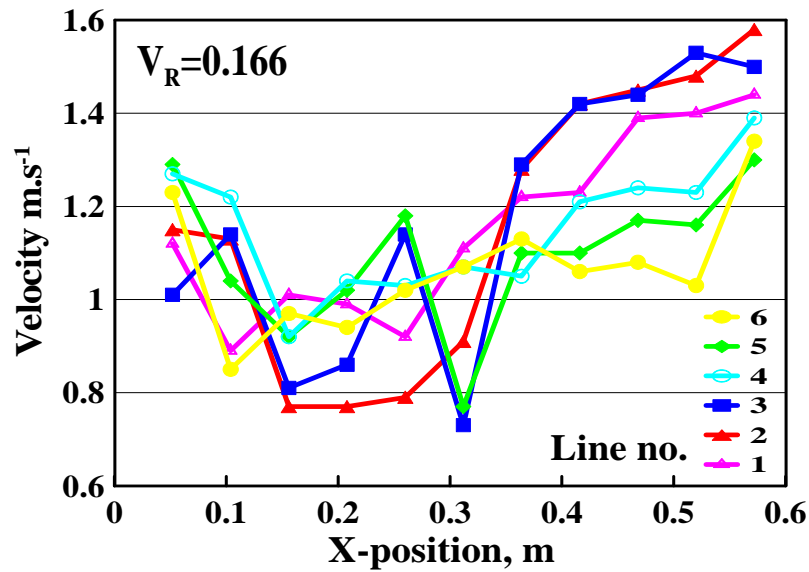


Figure 5.10: Mixing velocity distribution for different lines at the outlet plane, at $x_L = 0.156$ m, $d_L = 0.02$ m

Figure 5.11a,b represent the mixing velocity distribution for a volume ratio of 1.25 with two locations of injection (0.156 m and 0.312 m) in a SC bed. From the figure the CFD results have the same trends for both lances depths. It can be seen that the CFD results are much fitted with the experimental results after the injection position for both injection locations. Actually, the peaks in the simulation results represent the O_2 concentration. From the figures, it can be seen that the measured points behind the injection position have much deviation from the simulation results. This is actually related to the manufacturing of the sphere which was used in the experiments. It differs from the exact spheres created in CFD domain because it has a mould imprint on the surface of spheres that could affect the flow. Regarding the experimental results, the figures

showed that the average of the mixing velocities at the outlet were 0.85 and 0.43 respectively. But for the simulated results, the average of the mixing velocity was nearly half of the experimental results for both figures.

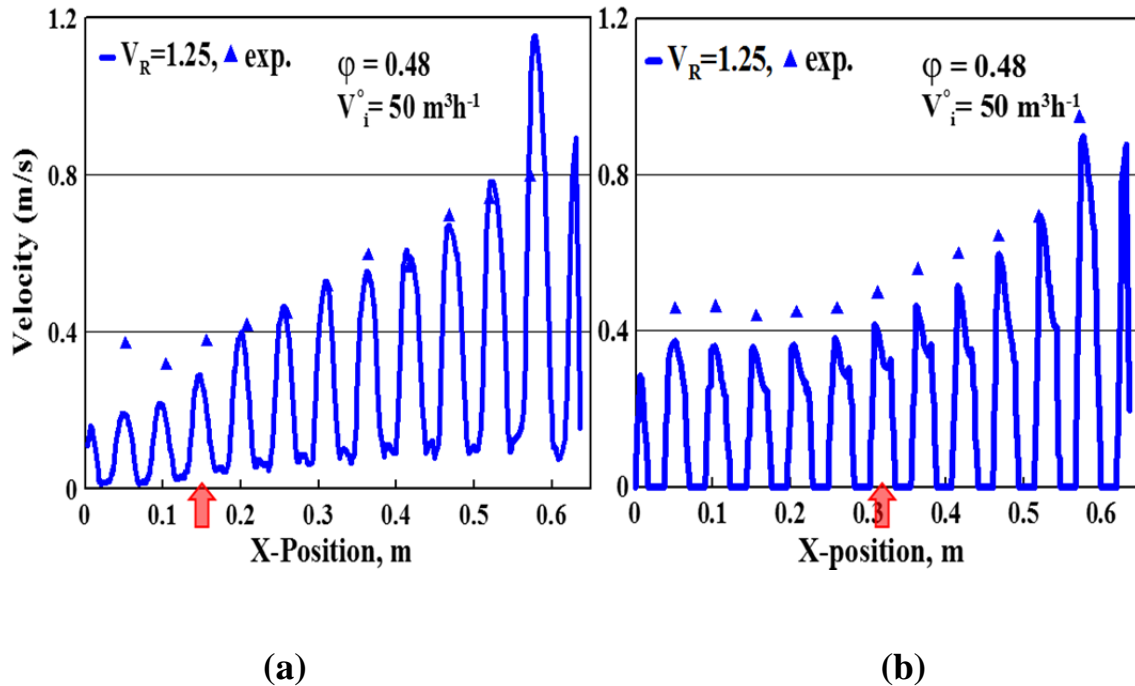


Figure 5.11: Comparison between CFD results and the experimental data for the mixing velocity distribution with volume ratio 1.25, (a) at $x_L = 0.156$ m (b) at $x_L = 0.312$ m

Figure 5.12 represents the mixing velocity distribution for BCC bed with volume ratio of 1.25 and injection position of 0.312 m. From the figure the CFD results have the same trend as the experimental data. It can be seen that, there are two channels at the side walls of the test section. These channels were created according to the BCC arrangement which make a high resistance in between the particles and a low resistance between the particles and the test box side walls. Furthermore, in real shaft kiln these channels are exist. Regarding the experimental data. The contour plot at the figure presents the velocity magnitude contours in the plane at the lance level $Z = 0.026$ m and at the plane $Z = 0.5$ m for BCC bed. It can be seen the velocity is higher at the circumference of the test box due to the channelling of flow, the main reason is the space that created

between the spheres and walls of the test box at this arrangement. The figure shows also that the average of the mixing velocity at the outlet was 0.43. But for the simulated results, the average of the mixing velocity was nearly half of the experimental data.

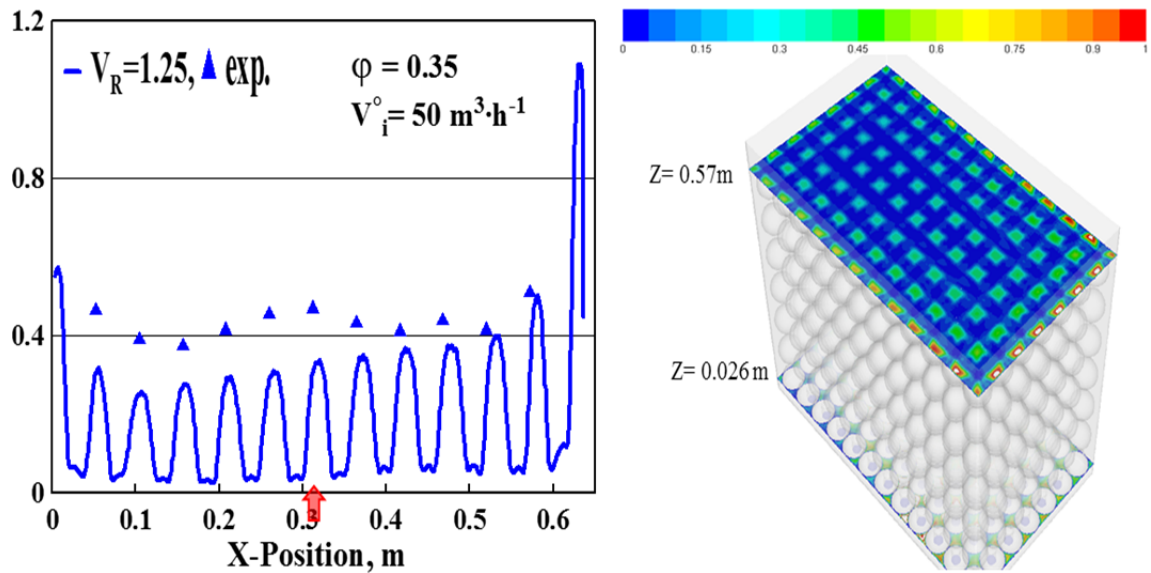
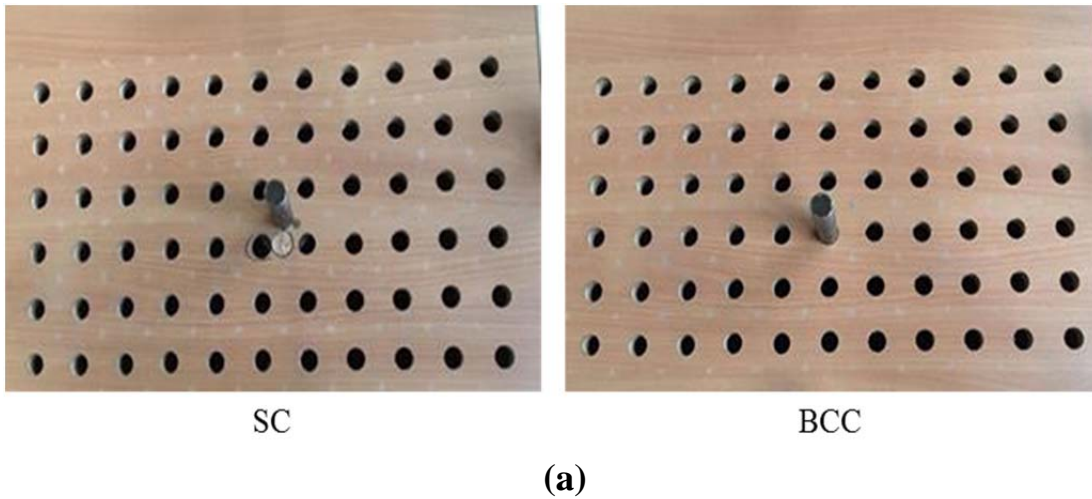


Figure 5.12: Comparison between CFD results and the experimental data for the mixing velocity distribution and contour plot at two planes with volume ratio 1.25, at $x_L = 0.312 \text{ m}$

5.3. Simulations results of RPM (axial flow with parallel flow)

In parallel flow the nitrogen was injected from a bottom of the box in parallel with the air flow, Figure 5.13a. The injection flow rate values ($\dot{V}_i = 25 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$) were tested with two air flow rate values ($\dot{V}_{ax} = 40$ and $250 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$) the lance diameter for nitrogen injection is 20 mm. The experiments were done with two lance injection depths of 0, 0.104 in Z direction. In order to bring the Nitrogen gas in the test chamber, a bore of 22 mm diameter was attached at the perforated plat. The position of nitrogen lance in both the arrangements was kept the same as in experimental box to achieve the more accurate results, in SC it was fixed in the centred with respect to the width and at a distance of 286mm from either side with respect to length as shown in Figure 5.13b. While in BCC bed the lance would get fixed in one of the holes for air inlets as shown in the Figure.



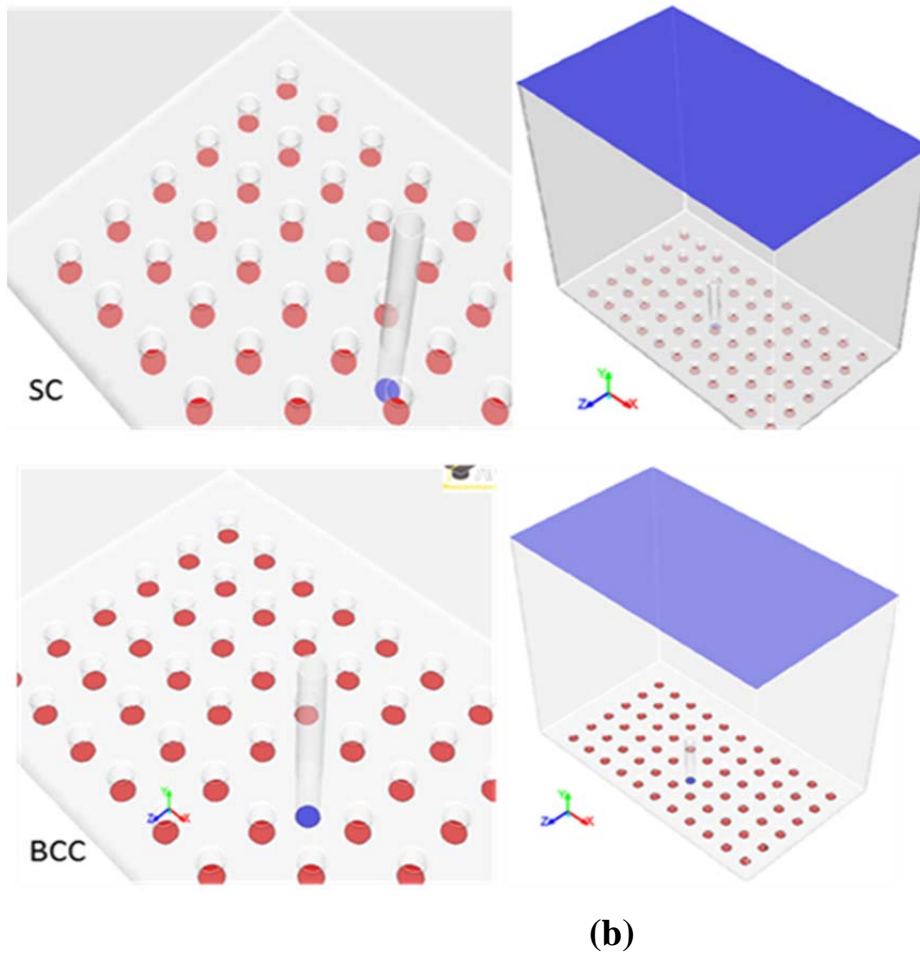


Figure 5.13: (a) Real perforated plate with two lance positions. (b) CFD domain with the perforated plate, injection lance and 66 holes for axial air flow

5.3.1. Influence of the contact point treatment methods

Figure 5.14 a,b compares numerically the effect of the two contact point treatment methods (gap and overlap) on the O_2 concentration for parallel injection flow with axial flow. The figure also shows contour plots of flow mixing behavior. Two bed arrangements (SC and BCC) and two volume flow rate ratios \dot{V}_R (0.625, 0.1) were studied.

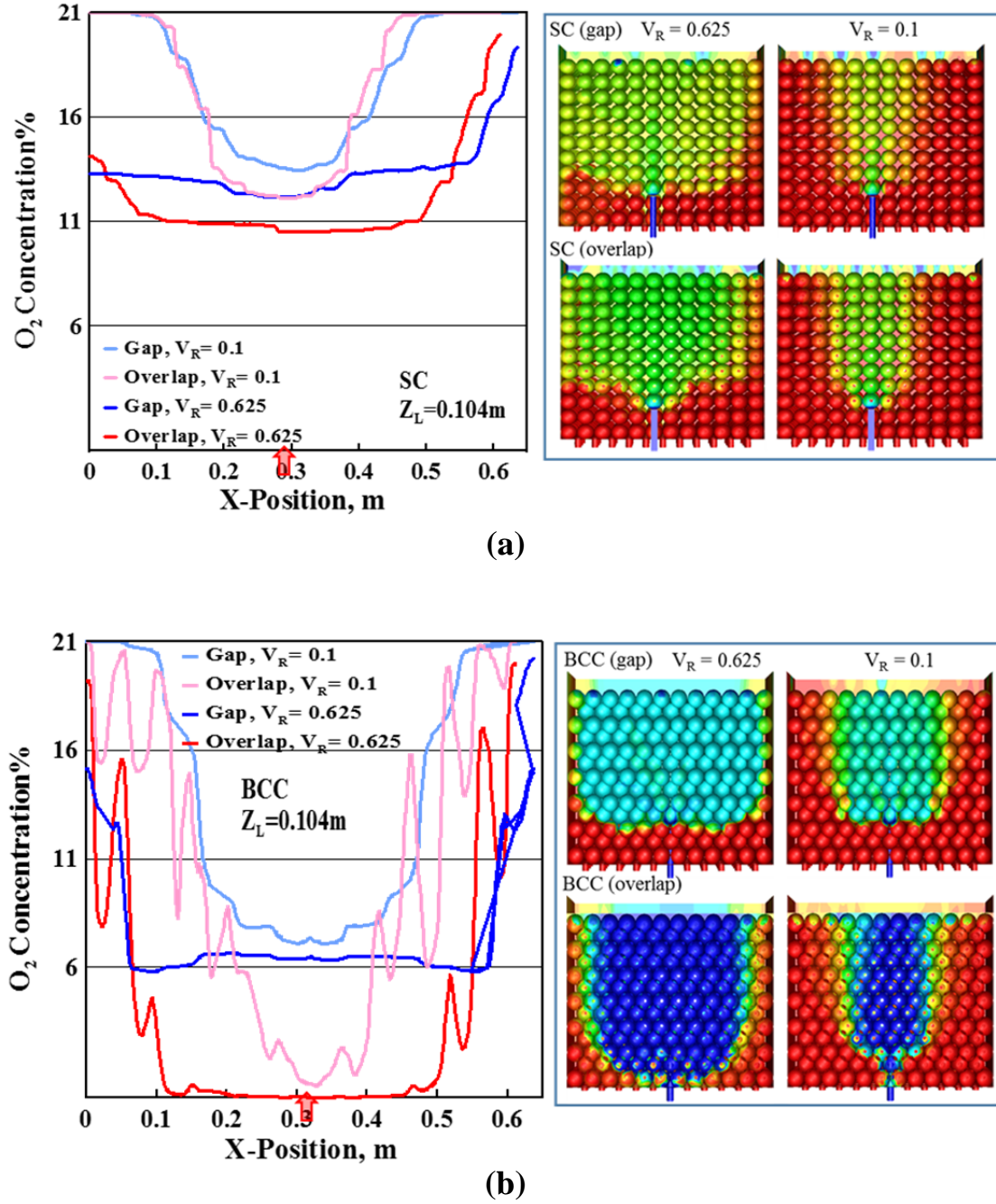


Figure 5.14: Influence of contact point treatment methods on the O₂ concentration in a structured bed for different volume flow rate ratios in parallel flow, a) SC, b) BCC, at $z_L = 0.104$ m, $d_L = 0.02$ m.

The injection position in Z direction at 0.104 m away from the bottom. The position of injection in x direction varies from SC and BCC bed depending on the layers arrangement, in the SC arrangement the lance inserted at 0.292 m way from the box wall [Figure 5.15](#). While for BCC bed the lance laying in the middle of the perforated plate at 312 mm from the wall, this position enable the

lance passing through the spheres at second layers of the bed Figure 5.16. The lance diameter was 20 mm. The results were obtained displays a deeper curves in overlap method for SC& BCC arrangement due to the layer interweave which is lead to a lot of crossing area between high numbers of contact points between spheres. The penetration depth of the O₂ concentration curve was higher in BCC arrangement in a conversely for the SC arrangement (looser bed) which leads to a channeling through the packed bed.

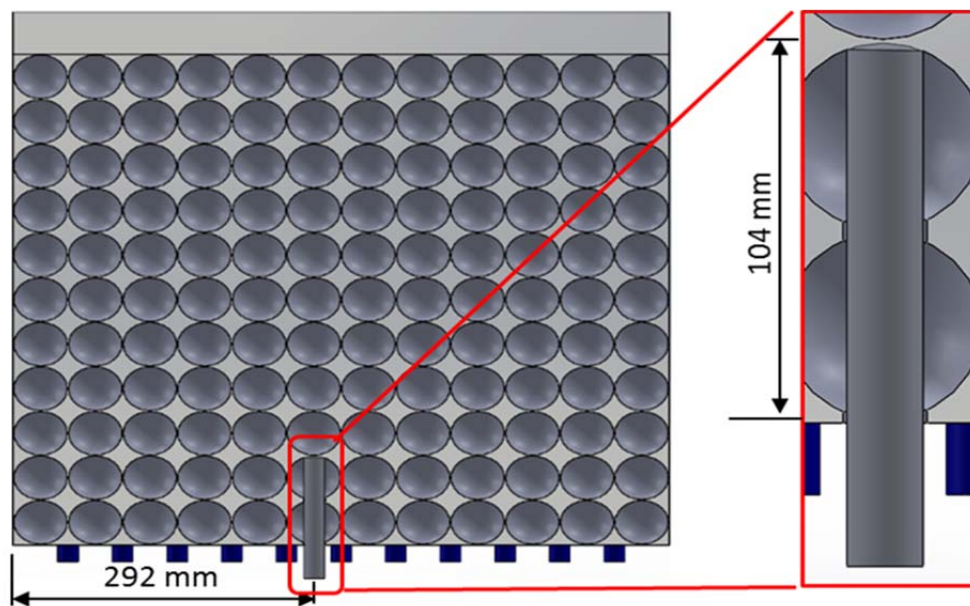


Figure 5.15: Lance position in the SC structured bed

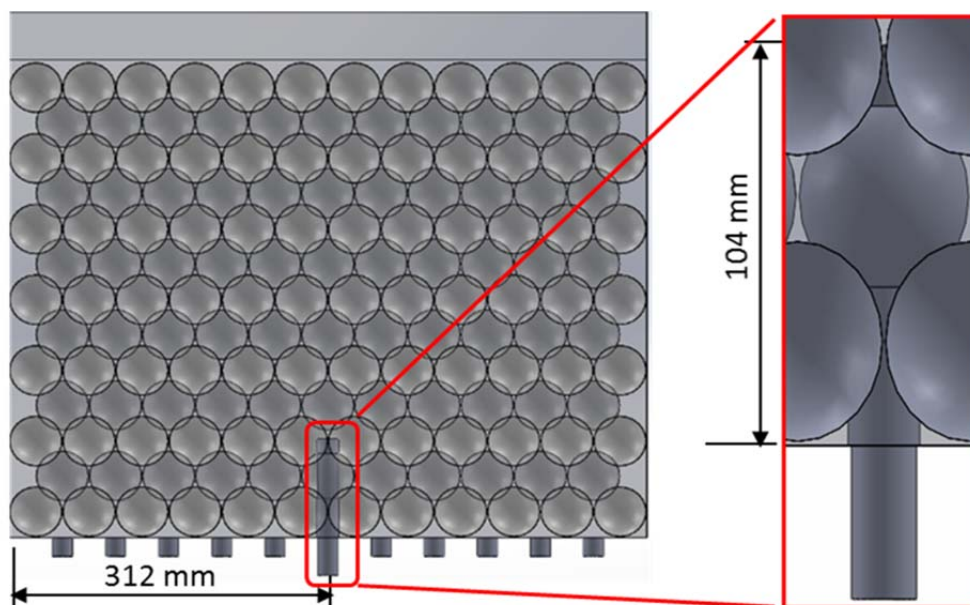


Figure 5.16: Lance position in BCC structured bed

5.3.2. Influence of the volume flow rate ratio for two bed arrangements

Figure 5.17 explain the contour plot simulation of the parallel flow model for two bed arrangements, the flow mixing in test box domain, N_2 inject in axial direction parallel with the air is introduce from the bottom of the box. The air and N_2 are mixed together through the bed to create a diffusion mixing, two volume flow rate ratios are used for each kind of arrangements. The injection position in Z direction at 0.104 m away from the bottom, lance diameter was 20 mm.

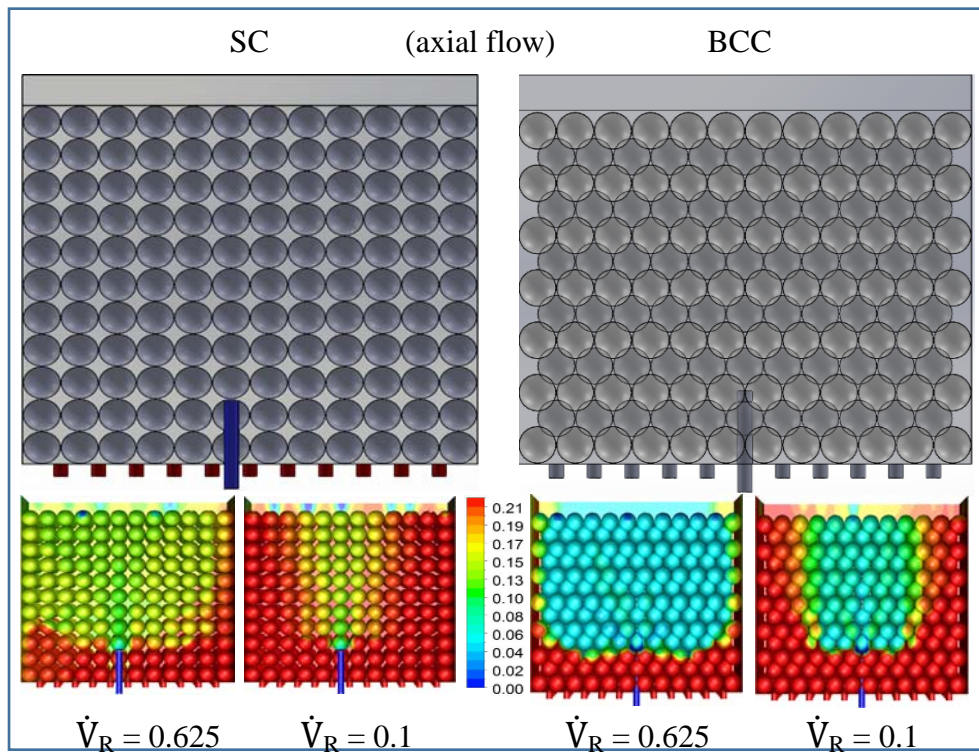


Figure 5.17: Axial flow in SC and BCC structured beds domain and contour plot of O_2 concentration for two different \dot{V}_R , at $z_L= 0.104$ m, $d_L=0.02$ m

Figure 5.18 shows the influence of different volume flow rate ratios \dot{V}_R on the O_2 concentration in SC and BCC beds, the lance position is 104 mm and the lance diameter was 20 mm. The minimum O_2 concentration or penetration depth

of the SC bed curves are little bit shifted to the left hand due to the lance position.

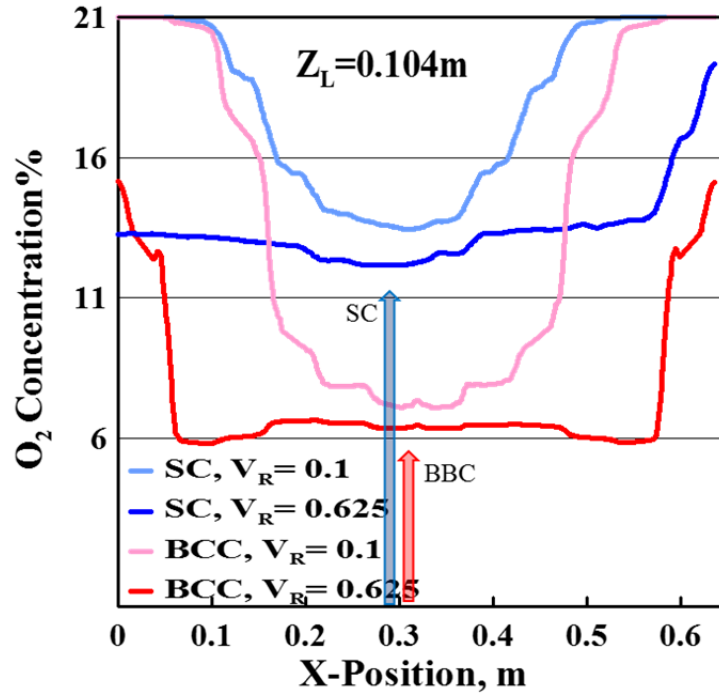


Figure 5.18: Influence of \dot{V}_R on the O_2 concentration for axial flow with parallel injection flow in SC and BCC arrangements, at $z_L = 0.104$ m, $d_L = 0.02$ m

5.3.3. Influence of the axial lance depth

To ensures sufficient flexibility in adjusting the temperature profile to the requirements of the specific feed material and the required product quality. Two injection position were used in the parallel flow case of BCC structured [Figure 5.19](#). The distance of the injection position of the lance from the bottom of the test box can easily be adjusted with a specially designed quick action mounting and fastening device.

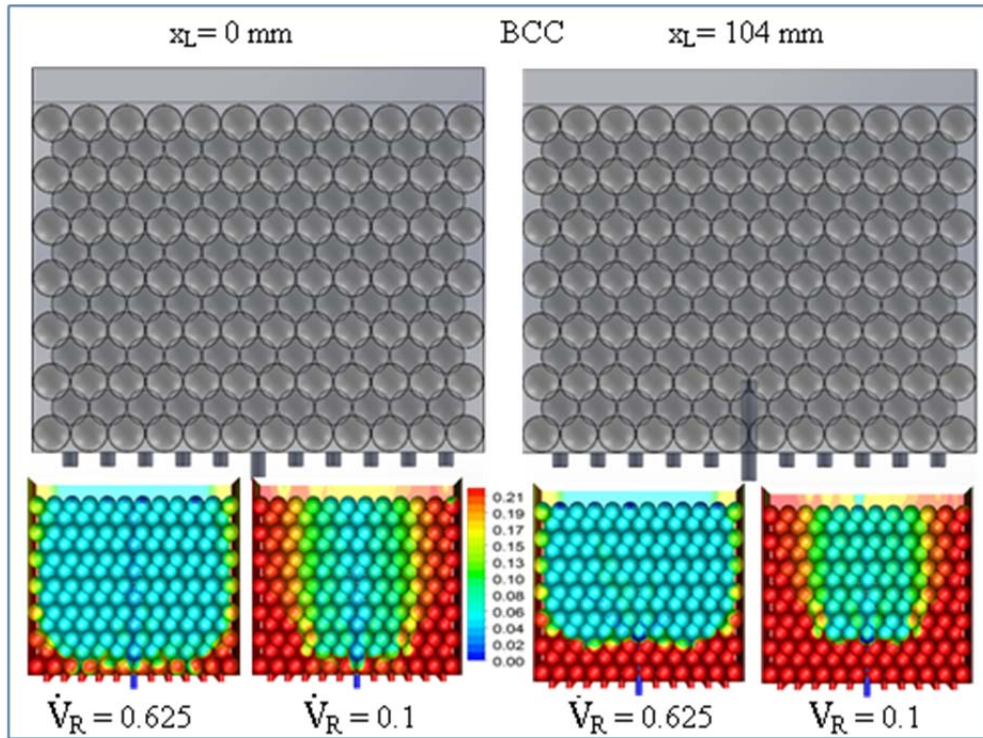


Figure 5.19: Axial flow domain with two injection position $z_L = 0$ and 104 mm for BCC structured beds, and the contour plots of O_2 concentration for two different \dot{V}_R

From [Figure 5.20](#) it's obviously that there is no influence of the injection position on the O_2 concentration even with different volume flow rate ratios, while in the cross flow as mentioned before the injection position has a great influence on the oxygen concentration profiles in the bed.

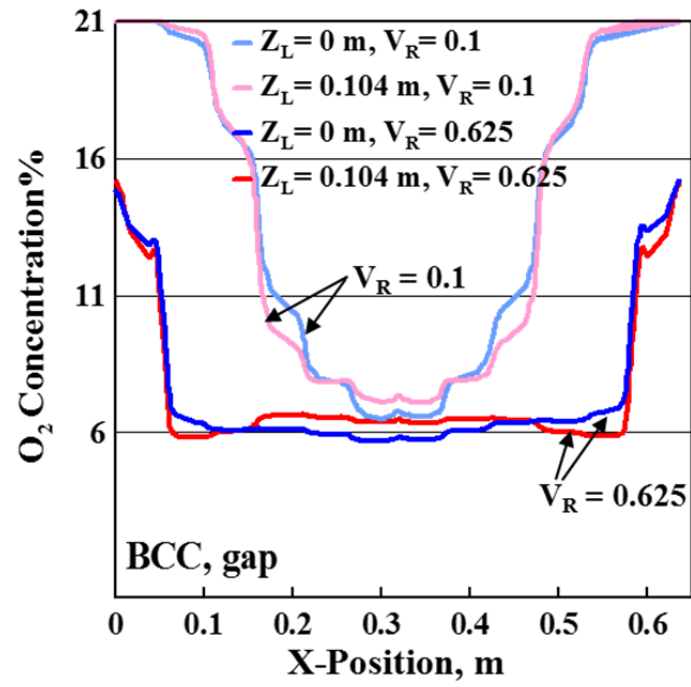


Figure 5.20: Influence of axial lance depth z_L and \dot{V}_R on the O_2 concentration for BCC bed.