

行政院國家科學委員會專題研究計畫 成果報告

高速流体化床之熱傳 研究成果報告(完整版)

計畫類別：個別型
計畫編號：NSC 95-2623-7-002-009-ET
執行期間：95年01月01日至96年03月31日
執行單位：國立臺灣大學化學工程學系暨研究所

計畫主持人：呂理平

計畫參與人員：碩士班研究生-兼任助理：陳亮丞、徐偉華

處理方式：本計畫可公開查詢

中華民國 96年05月30日

行政院國家科學委員會/經濟部能源局
「能源科技學術合作研究計畫」成果報告

高速流体化床之熱傳

計畫類別： 個別型計畫 整合型計畫

計畫編號：NSC95-2623-7-002-009-ET

執行期間：95年 01 月 01 日至 96 年 03 月 31 日

計畫主持人：呂理平

計畫參與人員：

成果報告類型(依經費核定清單規定繳交)： 精簡報告
 完整報告

處理方式：除產學合作研究計畫、提升產業技術及人才培育研究計畫、列管計畫及下列情形者外，得立即公開查詢

涉及專利或其他智慧財產權，

一年 二年後可公開查詢

執行單位：國立台灣大學化學工程學系

中 華 民 國 96 年 6 月 日

摘要

本實驗是在內徑 0.108m、高 5.76m、頂端接有高 1.5m 擴大管的流體化床中，以五種不同粒徑的砂為研究對象；在不同氣體表面速度下利用不同軸向位置的壓力探針及熱傳探針，同時量測相對或絕對壓力擾動及床-壁間熱傳係數。藉由各別壓力擾動平均振幅的統計分析來決定床中粒子的流態轉移速度，以作為確定由氣泡流體化床轉移至紊流流體化的判斷指標，並由此了解流態轉移對床-壁間熱傳係數的影響。

由壓力擾動之統計分析可知，當氣體表面速度逐漸增加時，床中流態先是小氣泡組成之氣泡流體化，然後隨著氣泡的加大與駐塞出現，壓力擾動就逐漸激烈。當氣體表面速度為到達 U_c 後，大型氣泡隨之破裂，使床內結構趨向均勻的流態，壓力擾動逐漸減小。目前多數學者大都認同 U_c 為紊流流體化床的開始。接著，床中不均勻的兩相，逐漸趨向均勻的流態，床內擾動達一齊平點時，就是 U_k 所在，造成床內流態的改變。實驗結果顯示， U_k 無法明確求得，但並不表示紊流床的結束點不存在。

在床-壁間熱傳現象方面，床-壁間熱傳係數會隨著氣體表面速度之變化，呈現 M 型曲線，其中出現的 h_{min} 和 h_{max2} 乃相對於移轉速度

的 U_c 和 U_k ，顯示床-壁間熱傳機構會隨流態的轉變而改變。另外，在氣泡流體化及紊流流體化中，床-壁間熱傳係數 h_w 受靜床高的影響將視熱傳探針的位置而有所差別，但床-壁間熱傳係數皆會隨粒子粒徑減小而增加。

Abstract

Superficial gas velocity at which transition occurred from bubbling to turbulent fluidization was determined by measurement of pressure fluctuations at various axial positions in a 0.108m i.d., 5.76m high expanded-top fluidized bed. In addition, a thermal probe was installed at the different axial positions to determine the wall-to-bed heat transfer coefficient at different flow regimes. The method of statistical analysis of pressure fluctuations was used to determine the transition velocity from bubbling to turbulent flow regimes. On the other hand, the wall-to-bed heat transfer coefficient at different flow regimes was also determined.

The results showed that pressure fluctuations became violent as the gas velocity increased and the activity of bubbles intensified progressively owing to the bubbles coalescence and quick formation frequency of bubbles. When superficial gas velocity increased to U_c , the pressure fluctuation was at maximum value, and bed became more uniform. So U_c was considered the onset of turbulent regime. As superficial gas velocity increased to U_k , the pressure fluctuations leveled off, and flow regime changed. U_k was sometimes ambiguous, but it didn't mean the end of turbulent flow regime is nonexistence.

For the heat transfer, the results showed that wall-to-bed heat transfer coefficient curve had M shape. It was formed that the superficial gas velocities corresponded to h_{\min} and $h_{\max 2}$ were U_c and U_k . It meant that

wall-to-bed heat transfer mechanism changed with flow regimes. When superficial gas velocity increased from U_c to U_k , the wall-to-bed heat transfer coefficient increased again. Besides, the influence of static height of bed on wall-to-bed heat transfer coefficient depended on heater position. The result also showed that the wall-to-bed heat transfer coefficient increased with the decrease of particle diameter in the turbulent fluidized bed.

目 錄

中文摘要.....	I
英文摘要.....	III
目 錄.....	V
圖表索引.....	VIII
第一章 緒論.....	1
第二章 文獻回顧.....	6
2-1. 床-壁間熱傳現象.....	6
2-1-1 流體化床床-壁間熱傳的研究.....	6
2-1-2 床-壁間熱傳係數之定義.....	10
2-1-3 流體化床床-壁間熱傳的論點.....	11
2-2. 從氣泡床到紊流床的流態轉變.....	14
2-2-1 移轉區的探討.....	15
2-2-2 影響移轉速度的變因.....	16
第三章 實驗裝置與步驟.....	18
3-1. 實驗裝置.....	18
3-1-1 裝置簡介.....	18

3-1-2 細部說明.....	18
3-1-3 固體粒子性質.....	25
3-2. 實驗步驟.....	25
3-3. 壓力擾動訊號與溫度分佈的量測與處理.....	27
3-3-1 壓力擾動訊號的量測與處理.....	27
3-3-2 熱傳探針溫度分佈的量測與處理.....	28
第四章 結果與討論.....	30
4-1. 由氣泡流體化至紊流流體化之流態轉變.....	30
4-1-1 相對壓力擾動的量測.....	30
4-1-2 絕對壓力擾動的量測.....	39
4-2. 從氣泡床到紊流床的床-壁間熱傳現象.....	46
4-2-1 床-壁間熱傳係數和氣體表面速度之關係.....	46
4-2-2 單位置或雙位置同時加熱對床-壁間熱傳係數的影響.....	52
4-2-3 床-壁間熱傳係數和靜床高之關係.....	57
4-2-4 床-壁間熱傳係數和熱傳探針位置之關係.....	65
4-2-5 床-壁間熱傳係數和粒徑之關係.....	69
4-2-6 床-壁間熱傳係數與文獻的結果比較.....	76
4-3. 流態轉變對壓力擾動和床-壁間熱傳係數的影響.....	76
第五章 結論.....	80

第六章 符號說明.....	83
第七章 參考文獻.....	87
第八章 附錄.....	94
Appendix 1. Labview 數據擷取程式.....	94
Appendix 2. 床-壁間熱傳係數的計算方式.....	95

圖表索引

Fig. 1-1	Liquidlike behavior of gas fluidized beds(Kunii and Levenspiel, 1991).	2
Fig. 1-2	Regimes of fluidization (Grace, 1987).	3
Fig. 2-1	Dependence of maximum heat transfer coefficient upon particle diameter (Baskakov et al. ,1973).	8
Fig. 2-2	Influence of gas velocity on heat transfer coefficient in fluidized beds (Wunder, 1980).	12
Fig. 3-1	Experimental setup	19
Fig. 3-2	Details of distributor.	21
Fig. 3-3	Details of loop seal.	22
Fig. 3-4	Details of thermal probe.	24
Fig. 4-1	Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 30 ~ 40 cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	31
Fig. 4-2	Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 65 ~ 75 cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	32
Fig. 4-3	Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 30 ~ 40 cm (sand 460 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	33
Fig. 4-4	Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs.	34

	superficial gas velocity: probe position = 65 ~ 75 cm (sand 460 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	
Fig. 4-5	Effect of H_s on the mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 65 ~ 75 cm, 30~40 cm (sand 460 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	36
Fig. 4-6	Mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = -5 cm, 15cm, 65cm (sand 273 μ m, H_s =36cm).	40
Fig. 4-7	Mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 15 cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	41
Fig. 4-8	Mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 50 cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	42
Fig. 4-9	Effect of H_s on the mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity: probe position = 15 cm, 50cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	44
Fig. 4-10	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 460 μ m, 385 μ m, 323 μ m, 385 μ m, H_s =36cm).	47
Fig. 4-11	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 460 μ m, 385 μ m, 323 μ m, 385 μ m, H_s =61cm).	48
Fig. 4-12	Mean amplitude of pressure fluctuations and wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: probe	49

	position = -5 cm, 15 cm, 30~40 cm, 65cm (sand 460 μ m, H _s =36cm).	
Fig. 4-13	Mean amplitude of pressure fluctuations and wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: probe position = -5 cm, 15 cm, 30~40 cm, 65cm (sand 273 μ m, H _s =36cm).	50
Fig. 4-14	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 460 μ m, H _s =41cm).	53
Fig. 4-15	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 460 μ m, H _s =41cm).	54
Fig. 4-16	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 385 μ m, H _s =61cm).	55
Fig. 4-17	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 385 μ m, H _s =61cm).	56
Fig. 4-18	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 323 μ m, H _s =46cm, 51cm, 56cm, 61cm, 66cm, 71cm).	58
Fig. 4-19	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 385 μ m, H _s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	59
Fig. 4-20	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 460 μ m, H _s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	60

Fig. 4-21	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 323 μ m, H_s =46cm, 51cm, 56cm, 61cm, 66cm, 71cm).	61
Fig. 4-22	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	62
Fig. 4-23	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 460 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	63
Fig. 4-24	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm, 70cm (sand 323 μ m, H_s =46cm, 51cm, 56cm, 61cm, 66cm, 71cm).	66
Fig. 4-25	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm, 70cm (sand 385 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	67
Fig. 4-26	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm, 70cm (sand 460 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	68
Fig. 4-27	$h_{up} - h_{down}$ vs. superficial gas velocity (sand 385 μ m, 460 μ m, H_s =41cm, 51cm, 61cm, 71cm).	70
Fig. 4-28	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 273 μ m, 323 μ m, 385 μ m, 460 μ m, H_s = 51cm).	71
Fig. 4-29	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 273 μ m, 323 μ m,	72

	385 μ m, 460 μ m, H_s = 51cm).	
Fig. 4-30	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 35 cm (sand 273 μ m, 323 μ m, 385 μ m, 460 μ m, H_s = 61cm).	73
Fig. 4-31	Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: measuring position = 70 cm (sand 273 μ m, 323 μ m, 385 μ m, 460 μ m, H_s = 61cm).	74
Fig. 8-1	Temperature distribution of thermal probe: heater position = 35 cm (sand, 460 μ m, H_s = 41cm).	96
Table 2-1	Investigation of heat transfer between fluidized bed and surface.	7
Table 3-1	Properties of solid particles.	26
Table 4-1	Comparison of experimental values of differential pressure fluctuations.	38
Table 4-2	Comparison of experimental values of absolute pressure fluctuations.	45
Table 4-3	Comparison of experimental values of h_{max} .	77

一、緒論

所謂流體化(fluidization)是經由氣體或液體的流動，使粒子床之粒子表現出類似液體的行為，如 Fig. 1-1。當流體通過固體粒子填充床時，流體與粒子間因為摩擦而產生拖曳力(drag force)，此拖曳力隨著流體流速的增加而增加，直到克服固體粒子本身重量時，固體粒子即開始移動並懸浮在流體中，此時稱為最小流體化(minimum fluidization)；若繼續增加流體流速，則床中系統之流態會隨著速度的改變而產生不同的變化，如 Fig. 1-2。

關於流體化床一般在工業上的應用，由於需要處理大量氣體，因而時常在紊流流體化床(turbulent fluidized bed)的情況下操作，紊流流體化床介於氣泡流體化床與快速流體化床(fast fluidized bed)之間，在氣泡流體化床之情況下，若逐漸增加氣體表面速度則大氣泡會分裂，在床中非均勻的兩相逐漸消失，結構亦趨向一均勻(homogeneity)的流態，故在床體內形成較均勻之兩相。紊流流體化床有溫度分布均勻、內部均一性(uniformity)、氣固間接觸效率高、與高處理量等優點而受人重視。

在八十年代 Avidan and Yerushalmi (1982)曾研究紊流流體化床之流力行為，並提出紊流流體化床之出現範圍。隨著流體化床中氣體流速的增加，床中因氣泡的形成頻率增加與氣泡間合併速度加快，使得

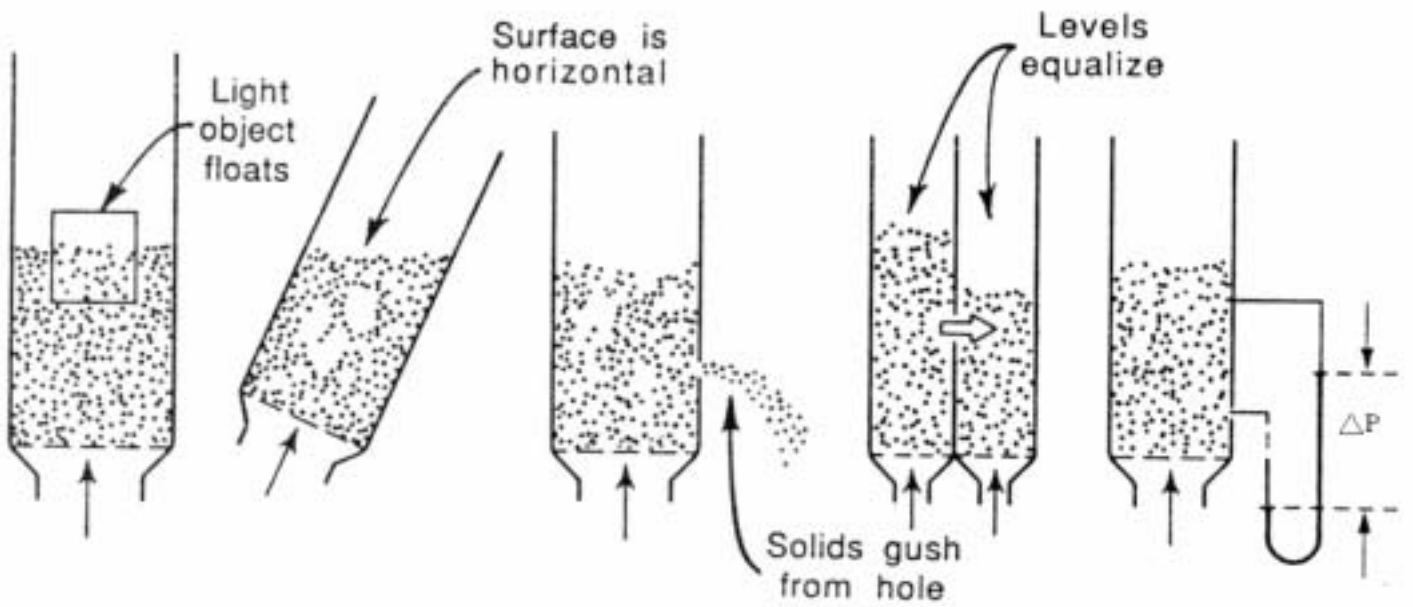


Fig. 1-1. Liquidlike behavior of gas fluidized beds(Kunii and Levenspiel, 1991).

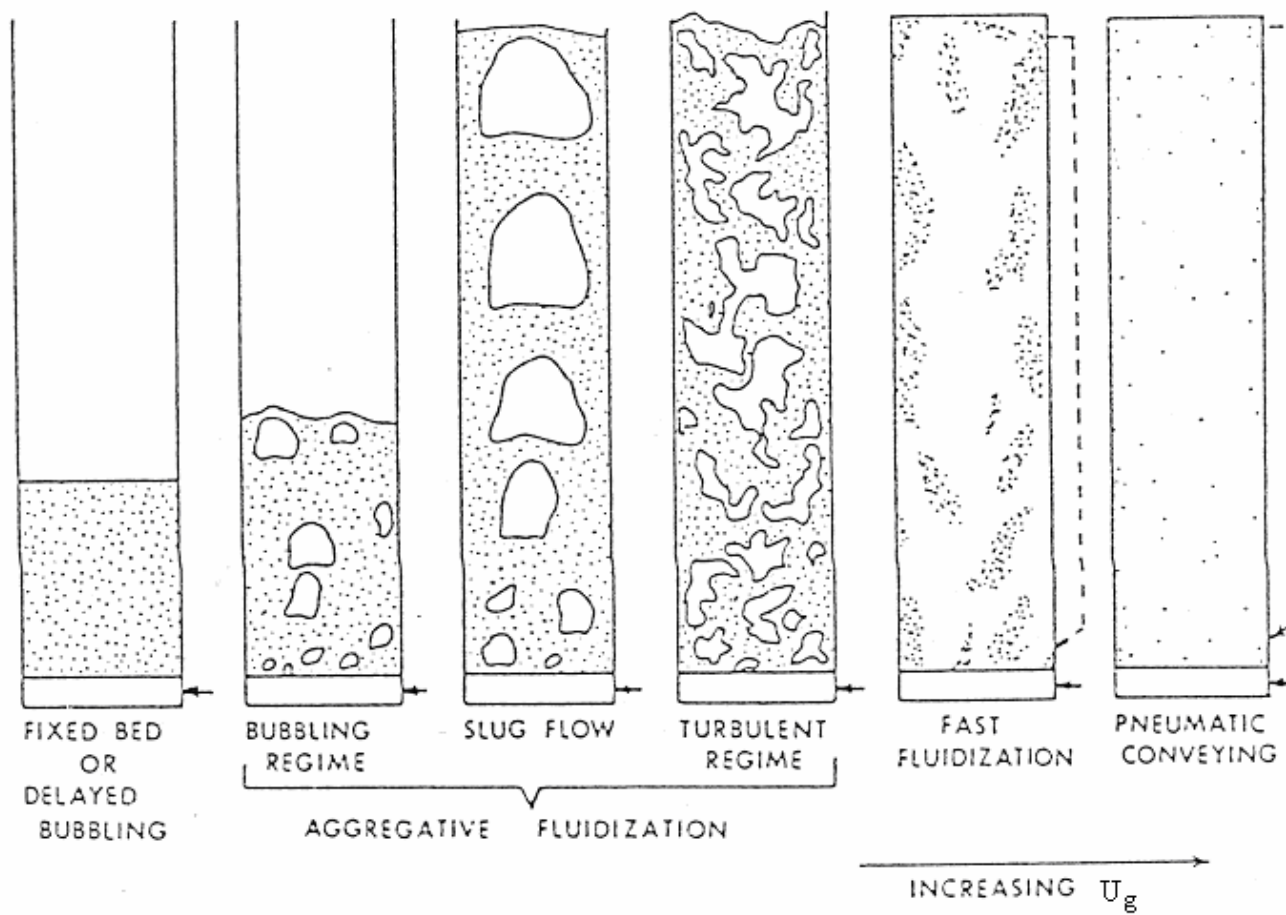


Fig. 1-2. Regimes of fluidization (Grace, 1987).

氣泡的活動更加激烈，當氣泡形成之直徑約大於管壁直徑時，床中即發生駐塞(slug)現象；由於氣泡或駐塞帶動和粒子本身重力作用，使得粒子於床中劇烈地上下運動，隨著固體粒子的運動，床中氣體壓力隨之呈現擾動現象，駐塞現象愈嚴重，擾動愈大，最後到達一最高值，此時氣體速度即為 U_c 。隨後由於大型氣泡或駐塞因擾動而迅速破裂聚合，以致床中均勻性(homogeneity)逐漸增加；也就是說，兩相間之不均一性(non-uniformity)漸漸消失而趨向形成一均勻的狀態(homogeneous state)。當氣體速度超過 U_c 時，床中呈現一壓力擾動小、氣固間混合均勻以及床面上之介面模糊不易分辨之狀態。Kehoe and Davidson (1970)將此均勻狀態用”紊流流體化(turbulent fluidization)”此一名詞來表示。

從 1926 年開始第一次正式商業運轉以來，流體化床在氣固之物理及化學反應方面皆有相當廣泛的應用，例如固體粒子的乾燥、混合、觸媒之氣固反應與非催化氣固反應等。流體化床具備分佈均勻與床-壁間熱傳效果良好等優點。以催化反應為例，因轉化率及選擇率隨溫度敏感地變化，流體化床可以使床體內徑向及軸向溫度分佈均勻，達到良好的轉化率和選擇率。

熱傳面積之計算為流體化床應用不可或缺之工作，熱傳面積之設計端視床中熱傳效果而定。流體化床中的熱傳之方式有三：一是粒

子與熱傳介質之間的熱傳現象，熱主要經由傳導通過粒子周圍的氣體薄膜所致；二是粒子與粒子之間的熱傳現象，熱經由粒子傳導至鄰近粒子；三是流體化床與熱傳接觸面之間的熱傳現象，流體化床中的氣固混合物接觸到熱交換面上，在此同時發生了熱量交換的現象。因此固體粒子、流體與床內流體化之流態都是影響熱傳係數的重要性質。

有鑑於過去的研究大多偏重於氣泡流體化床和循環流體化床 (circulating fluidized beds)，對於紊流流體化床之了解甚少。因此本研究利用 B 類粒子在流體化床中不同軸向位置，量測氣泡床到紊流床時的床-壁間熱傳係數，藉以了解流態轉變時熱傳的相關變化。

二、文獻回顧與理論背景

2-1 床-壁間熱傳現象

早在 1931 年 Colburn 就已發現在相同的氣體表面速度下，固定床床壁與氣體間的熱傳量大於空床。而後來陸續研究床-表面熱傳現象的 Ciborowski (1949)利用深流體化床($H_s/ D_{bed} >10$)、球狀鋁粒子，與電熱器加熱管壁，以熱電偶量測不同高度管壁處的溫度來計算熱傳係數。Baerg et al. (1950)使用九種床和數種溫度量測裝置量測熱傳係數，結果發現熱傳係數隨床體操作溫度的上升而上升，此乃因溫度上升改變了氣體的物理性質及熱輻射傳熱影響了熱傳效果。以下將相關文獻與所使用之設備和粒子大小等整理成 Table 2-1。

2-1-1 流體化床床-壁間熱傳的研究

Van Heerden et al. (1953)的結果顯示，流體化床床-壁間熱傳係數與熱交換表面的長度成反比。

Fritz (1969)針對分散板篩網之不同網目開口大小量測其最大熱傳係數，發現篩網之網目開口越大則最大熱傳係數的值也將越大。

Baskakov et al. (1973)針對不同粒徑粒子量測其最大熱傳係數，結果如 Fig. 2-1 所示。其中，當粒徑在 $20\mu\text{m}$ 到 $1000\mu\text{m}$ 間時，最大熱傳係數會隨粒徑的增加而變小。

Table 2-1. Investigation of heat transfer between fluidized bed and surface.

author	system	type of heater	d_p range (μm)	ρ_p (kg/m^3)	D_{bed} (cm)	H_p (mm)	H_s (mm)	T_b ($^{\circ}\text{C}$)
Jolley (1949)	air-coke	massive cylinder heated by bed	1590		17.8			100-1000
Leva et al. (1949)	gas-particles	steam-heated wall	39-454	1282-8000	5.1 10.2	635 661	305-635	126-212
Mickey and Trilling (1949)	air-glass spheres	coaxial heater	41-452	2415-2835	7.3	875		48-111
Dow and Jakob (1951)	air-particles	steam heated wall	111-171	1935-7450	5.1-7.6	587 673	51-330	93-104.4
Bartholomew and Katz (1952)	air-particles	electrically heated tube wall	84-251	2560-2670	105.2	762	762	125-315
Van Heerden et al. (1953)	gas-particles	water-cooled wall	50-800	600-11100	8.6	102	407	10-30
Levenspiel and Walton (1954)	air-coal	air-cooled wall	132-1177		10.2	610		
Ciborowski (1958)	air-particles	steam-heated wall	150-2500	1610-2620	4.9	1000	1000	99-99.5
Botterill et al. (1981)	air-particles	heated tube	380-2320	1600-2650	18.8		200	250-960
Al-Busoul and Abu-Zaid (2000)	air-particles	heated tube	128-400	2600	14.2			
Rasouli et al. (2005)	air-particles	heated tube	200 307	2660 2720	9	70		

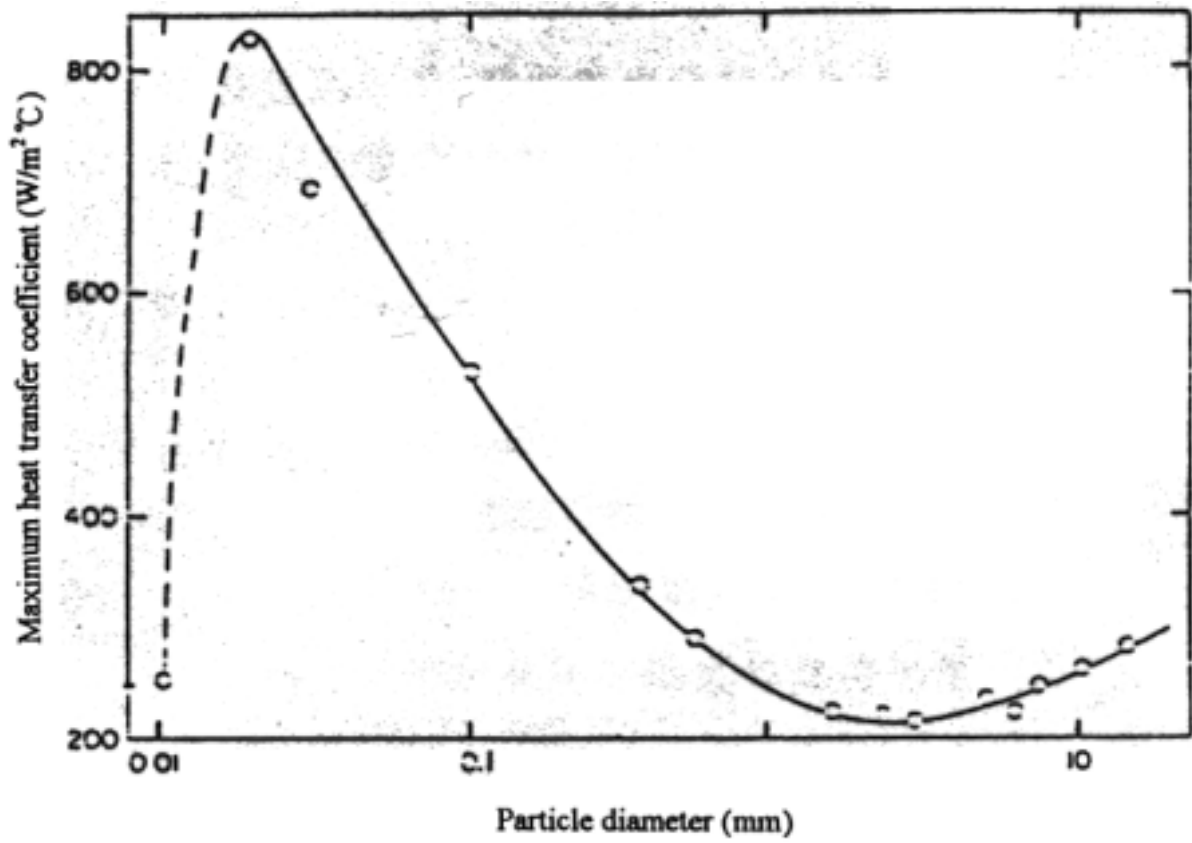


Fig. 2-1. Dependence of maximum heat transfer coefficient upon particle diameter (Baskakov et al. ,1973).

Canada and Mclaughlin (1978)的結果顯示，靜床高 H_s 對流體化床床-壁間熱傳係數的影響不大。

Ku et al. (1981)的結果顯示，紊流床中之熱傳係數是隨氣體表面速度的增加而增加。

George and Grace (1982)在床內水平放置多根熱交換管，發現熱傳係數將隨粒子碰撞加熱管壁頻率之增加而下降。

Xavior and Davidson (1985)認為，流體化床床-壁間熱對流傳導應由粒子對流(*particle convective*)熱傳與氣體(*gas convective*)對流熱傳兩部分構成。

Prins et al. (1989)認為在流體化床中，粒子運動的速度隨氣體表面速度增加，而增加熱交換量。但氣體表面速度的增加也同時使床空隙度增加，導致熱傳量下降。

Andersson (1996)的結果發現，在流體化床中，不同粒徑粒子只要操作在床密度相同的狀況下，其熱傳係數幾乎相同。也同等於，熱傳係數與粒徑無關。

Looi et al. (2002)的結果發現，床-壁間熱傳係數原本隨氣體表面速度的增加而變大，但床內產生駐塞現象後，床-壁間熱傳係數將隨氣體表面速度的增加而變小。

Hilal et al. (2004)認為最大熱傳係數所對應的氣體表面速度 U_{opt} 隨著粒子粒徑或粒子密度之增加而變小，也隨著熱傳區域和分散板的距離或熱傳面的長度之增加而變小。

Rasouli et al. (2005)以鰭片(fin)增加床內加熱器的熱傳表面積，發現熱傳係數將隨熱傳面積的增加而大幅降低。

2-1-2 床-壁間熱傳係數之定義

床-壁間之總熱傳量定義為

$$q_t = q_{gc} + q_{pc} + q_r \quad (2-1)$$

其中 q_t : 總熱傳量

q_{gc} : 由氣體對流所造成之熱傳量

q_{pc} : 由粒子對流所造成之熱傳量

q_r : 由輻射熱傳所造成之熱傳量

若將對流熱傳係數及輻射熱傳係數分別定義為

$$h_{wc} = \frac{q_{gc} + q_{pc}}{T_w - T_b} \quad (2-2)$$

$$h_{wr} = \frac{q_r}{T_w - T_b} \quad (2-3)$$

其中 T_w 及 T_b 分別為傳熱面及床體溫度，則總熱傳係數可以表示為

$$h_w = h_{wc} + h_{wr} \quad (2-4)$$

於較低溫度之操作狀況下，輻射熱所引起之熱傳量可予忽略，故總熱

傳係數可單純視為床中氣固混合物與熱傳面之對流熱傳係數，即

$$h_w = h_{wc} \quad (2-5)$$

因此床壁間熱傳速率為：

$$Q = A_w h_w \Delta T \quad (2-6)$$

其中 Q : 熱傳速率

A_w : 熱交換面積

T : 流體化床與長度 L_h 之熱交換表面平均溫度差，其定義為：

$$\Delta T = \frac{\int_{l=0}^{l=L_h} (T_w - T_b) dl}{L_h} \quad (2-7)$$

2-1-3 流體化床床-壁間熱傳的論點

Fig. 2-2 為 Wunder(1980)所提，熱傳係數隨氣體表面速度變化的曲線。當氣體表面速度超過最小流體化速度 U_{mf} 後，產生的氣泡通過熱傳表面，將滯留在熱傳表面上的粒子帶走，並引入新鮮的粒子，故在熱傳面上發生了粒子更新現象，使得熱傳係數快速上升並於氣體表面速度為 U_{opt} 時達到一最高值 h_{max} 。若是氣體表面速度繼續增加，則會因熱傳表面空間漸漸被氣泡佔據，降低熱傳表面的粒子濃度，影響熱交換量，使得熱傳係數逐漸降低。

Molerus and Mattmann (1992)則定義了層流(laminar)及紊流(turbulent)特性長度來特徵化不同類 Geldart 粒子在氣泡床的熱傳：

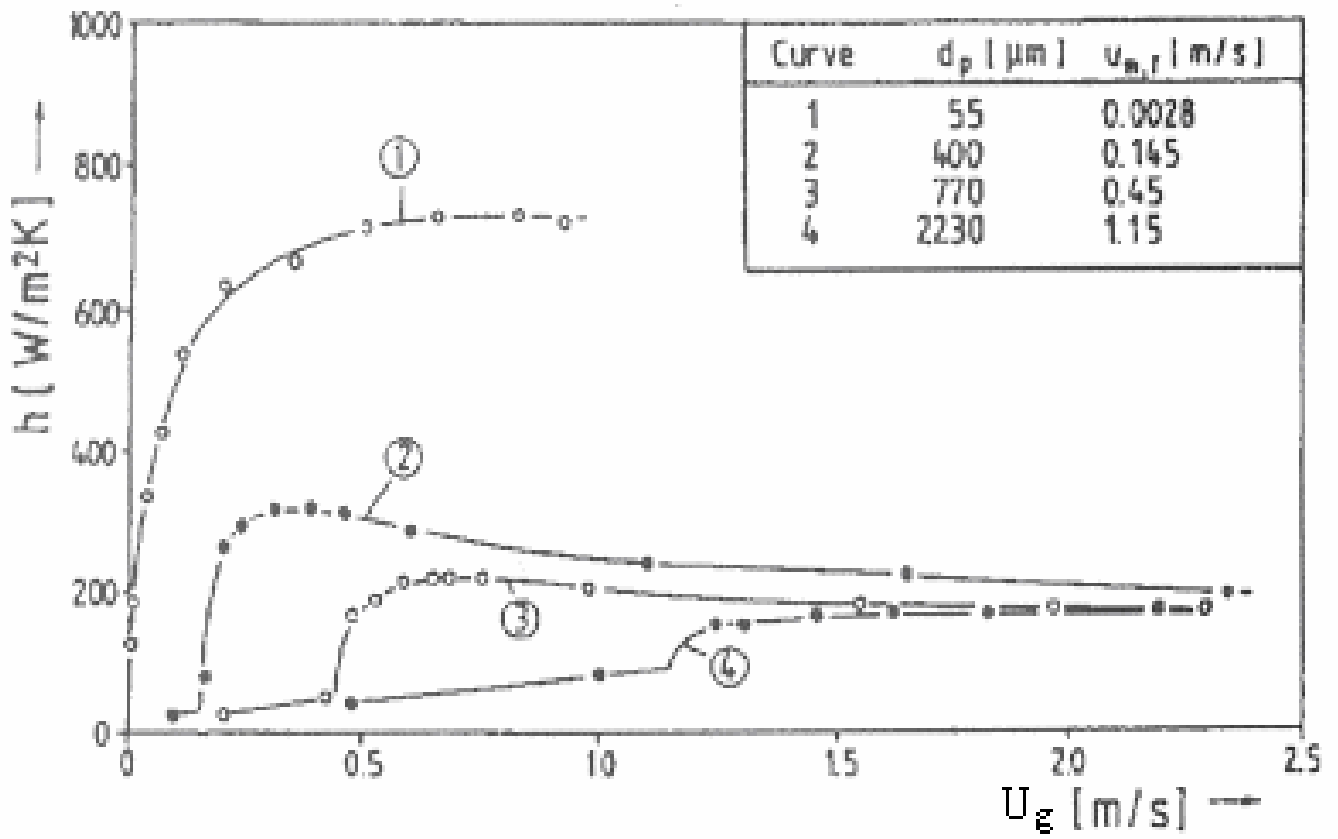


Fig. 2-2. Influence of gas velocity on heat transfer coefficient in fluidized beds (Wunder, 1980).

$$\text{層流特性長度：} l_l = \left[\frac{\mu}{\sqrt{g(\rho_p - \rho_g)}} \right]^{\frac{2}{3}} \quad (2-8)$$

$$\text{紊流特性長度：} l_t = \left[\frac{\mu}{\sqrt{g(\rho_p - \rho_g)\rho_g}} \right]^{\frac{2}{3}} \quad (2-9)$$

他們認為：

(A)當 $d_p/l_t \leq 4.6$ 時，是屬於 Geldart A 類粒子的範圍，因為其 U_{mf} 很小，氣體對流熱傳的貢獻不大，完全是由氣泡擾動帶動粒子運動來傳熱，故此時以粒子對流熱傳為主。而粒子對流熱傳係數即為總熱傳係數 h_w ，可由 Eq.(2-10)至(2-12)計算得到。

$$\frac{h_{\max} l_l}{k_g} = \frac{0.09}{1 + \frac{k_g}{2C_{ps}\mu}} \quad (2-10)$$

$$\frac{h_w}{h_{\max}} = \frac{\ln(1 + U)}{\ln 101}, \text{當 } U \leq 100 \quad (2-11)$$

$$\frac{h_w}{h_{\max}} = 1, \text{當 } U \geq 100 \quad (2-12)$$

其中 U ：無因次過量氣體速度，其定義為：

$$U = \left[\frac{\rho_p C_{ps}}{k_g g} \right]^{\frac{1}{3}} [U_g - U_{mf}] \quad (2-13)$$

(B)當 $4.6 \leq d_p/l_t \leq 46$ 時，是屬於 Geldart B 類粒子的範圍，此時氣體對流熱傳與粒子對流熱傳都很重要。因此，總熱傳係數 h_w 是以 Eq.(2-14)至(2-18)計算得到：

$$\frac{h_{pc} d_p}{k_g} \left[1 + \frac{k_g}{2C_{ps}\mu} \right] = 5 \quad (2-14)$$

$$\frac{h_{gc} l_t}{k_g} Pr^{-1} = 0.146 \quad (2-15)$$

$$h_{max} = h_{pc} + h_{gc} \quad (2-16)$$

$$\frac{h_w}{h_{max}} = \frac{1}{0.427U^{\frac{1}{4}}}, \text{當 } U \leq 30 \quad (2-17)$$

$$\frac{h_w}{h_{max}} = \frac{\ln(1+U)}{\ln 31}, \text{當 } U \geq 30 \quad (2-18)$$

其中 U 為無因次氣體速度，其定義與 Eq.(2-13)同。

2-2 從氣泡床到紊流床的流態轉變

Yerushalmi et al. (1978)最早定義移轉速度(transition velocity)，並且利用轉移速度來定義流態的變化。依據其研究，以氣體表面速度對壓力擾動的標準偏差作圖，定義標準偏差出現最大值時對應的氣體表面速度為 U_c ，即移轉速度的開端。隨著氣體表面速度的增加，壓力擾動的標準偏差會有齊平點(level off)出現，稱為 U_k ，為移轉速度的結束。當氣體流速進入紊流區，比較氣泡床與紊流床之擾動信號，發現在紊流床中擾動訊號之平均振幅變小，擾動頻率卻增加。

依據 Bi et al. (2000)的研究認為紊流流體化床，乃是因為大氣泡的消失或者大空隙度(voidage)的發生，導致床內壓力擾動信號形成低振幅所致。

2-2-1 移轉區的探討

目前研究者都普遍認同 U_c 為「紊流床的起始點」的論述，但對 U_k 的存在性卻有所懷疑。文獻上有關 U_c ， U_k 是否存在的探討，大致上可分為以下各類：

1. Yerushalmi et al. (1978)、Bi and Fan (1992)、Johnsson et al. (1995)、鮑金寶(1997) 等人認為氣泡床會經 U_c 進入到過渡區 (transition)，再經 U_k 進入紊流床。 U_k 為紊流床的起點， U_{tr} 為紊流床的結束。
2. Jin et al. (1986)、Lee and Kim (1988)、Sun and Chen (1989)、Chehbouni et al. (1994) 等人認為氣泡床會經 U_c 進入到紊流區，再經 U_{tr} 進入快速床。 U_c 到 U_{tr} 為紊流區， U_c 為紊流床的起點， U_{tr} 為紊流床的終點。夏禹功(1996)也曾指出 U_c 是紊流床的起點，但未進一步討論紊流床的終點。
3. Mori et al. (1988) 利用壓力擾動之標準偏差與氣體流速作圖，發現有一個最大值 U_c 、兩個 U_k 。根據其流態分析指出 U_c 為過渡區的發生點，第一個 U_k 代表紊流床的起點，而第二個 U_k 則代表紊流床的上限點。蕭明昌(2004)認為 U_c 是紊流床的起點，而且只得到唯一一個 U_k ，但也指出 U_k 為紊流床的上限點。
4. Perales et al. (1990) 和 Brereton and Grace (1992) 等人認為氣泡床會

經 U_c 進入過渡區(transition)，再經 U_{tr} 進入快速床。 U_c 為過渡區的起點， U_{tr} 為過渡區的結束。他們的研究認為紊流床根本不存在。

從以上的文獻發現 Yerushalmi et al. (1978)、Bi and Fan (1992)、鮑金寶(1997)等人所言的移轉區起點 U_c 就是後來的學者 Jin et al. (1986)、Lee and Kim (1988)、Sun and Chen (1989)、Chehbouni et al. (1994)、夏禹功(1996)、蕭明昌(2004)等人所言的 U_c 。所謂「紊流流體化床」，就是當氣體表面速度持續增加，床中不均勻的兩相會逐漸趨向均勻的流態，因此可將 U_c 定為紊流床的開始。

2-2-2 影響移轉速度的變因

一般而言，影響移轉速度的變因有：粒子、靜床高、量測位置、床徑、床中壓力、床中擋板(baffle)等。

Lanneau (1960)認為當床內壓力增加時， U_c 、 U_k 和壓力擾動都會變小。

Baeyens and Geldart (1974)定義氣泡合併完全時的床高為 H_L 。

$$H_L = 60 \times D_{bed}^{0.175} \quad (2-19)$$

當粒子產生最小流體化時的床高小於 H_L ，則床高越高，開始產生駐塞行為時的氣體表面速度越小，且駐塞之頻率也越小。

Yerushalmi and Cankurt (1979)發現移轉速度 U_c 和 U_k 會隨著固體粒子粒徑及密度增加而增加。

Jin et al. (1986)發現床中若有擋板(baffle)或管件存在，壓力擾動的振幅會降低，而且 U_c 和 U_k 也會變小。

Rhodes and Geldart (1986)指出靜床高越高， U_c 改變不大，但是 U_k 會增大。

Judd and Goosen (1989)根據實驗結果，指出床徑愈大則 U_c 愈小。

Bi and Grace (1995)認為靜床高的改變，對 U_c 之影響不大。

三、實驗裝置與步驟

3-1 實驗裝置

3-1-1 裝置簡介

本實驗裝置如 Fig. 3-1 所示。上升床為內徑 0.108m、高 5.7m，由透明易觀察之壓克力管製成，上連一高 1.5m 擴大管，其截面積約為上升管之 5 倍，使被氣體挾帶而離開上升床至擴大管的固體粒子，因為氣體表面速度的減弱而再度降落至上升床內。在上升床壁上，距分散板上方 15cm、30cm、40cm、50cm、65cm、75cm 處，和分散板下方 5cm 管壁處有壓力探針接頭，以測量床內的壓力擾動訊號。在分散板上方 35cm 和 70cm 處並設置有熱傳探針之接頭，以便量測床壁間溫度的變化。

氣體經魯氏鼓風機輸出後，至銳孔流量計測其流速，再經分散板進入上升床中使粒子流體化，然後藉由擴大管的減速，使部分粒子再度回到上升床，另一部分粒子進入旋風分離器集塵，最後氣體經袋型過濾器過濾較小之粒子而放回空氣中。

3-1-2 細部說明：

1. 魯氏鼓風機(Rootes blower)：最大動力為 10Hp，出口直徑為 3" 之 SPG，靜壓為 5000m/m Aq.，最大流量為 5m³/min。提供上升床

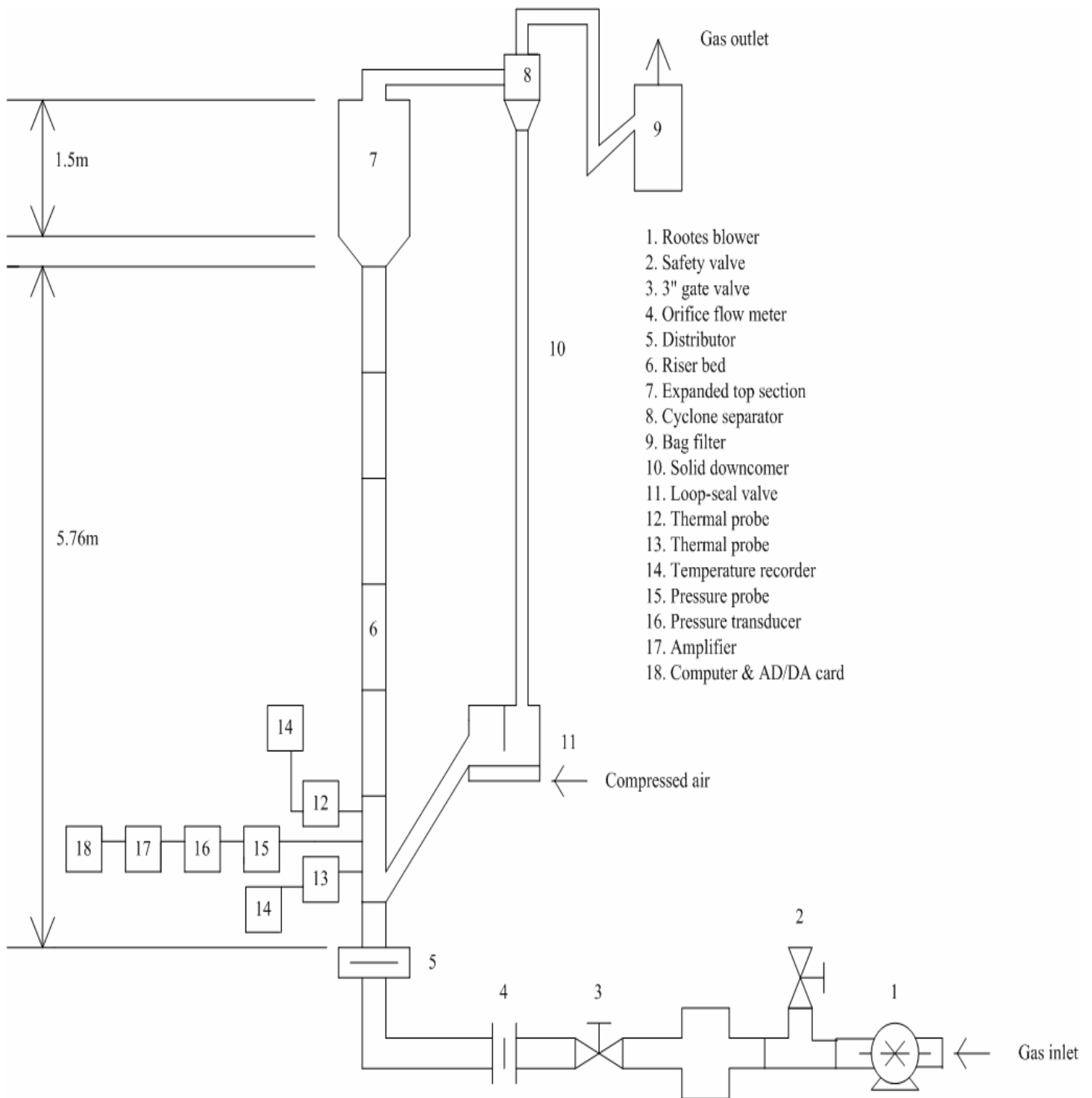
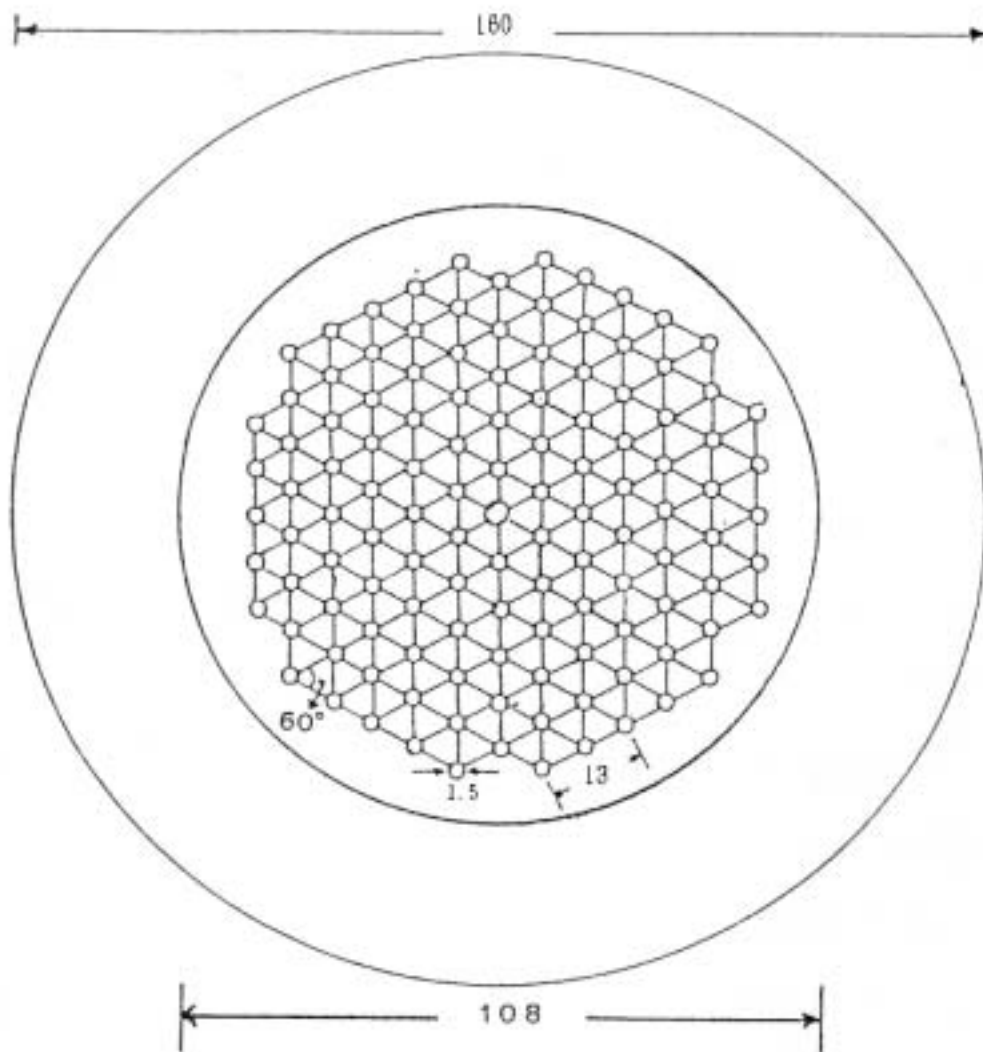


Fig. 3-1. Experimental setup.

內粒子所需流體化之氣體。

2. 安全閥(safety valve)。
3. 三吋閘閥(gate valve)。
4. 銳孔流量計(orifice flow meter)：DIN 規格，銳孔直徑為 31mm，水平直管為 3" 之 SPG。
5. 分散板(distributor)：如 Fig. 3-2 所示，為穿孔壓克力板製成，開孔率 4.8%、厚度 9mm。為防止固體粒子掉落，上面覆蓋 325mesh 之篩網。
6. 上升床(riser bed)：由 5 支長度 1m，內徑 108mm 之壓克力管與 4" SUS 管共同組合而成，總長為 5.76m。
7. 頂端擴大管(expanded top section)：擴大管內直徑為 250mm，長度為 1.5m，截面積為上升床的 5 倍，使氣體減速。
8. 旋風分離器(cyclone separator)：收集被氣體帶出床體之較大粒子，並使之與氣體分離。
9. 袋型過濾器(bag filter)：收集氣體中較小粉塵，淨化出口氣體。
10. 固體粒子下降管(solid downcomer)：由內徑 53.6mm 長 4.5m 的透明壓克力管構成。
11. 迴路壓封式空氣閥(Loop-seal valve)：如 Fig. 3-3 所示，將旋風分離器分離出來的粒子重新送回上升床中，可以調整水平和垂直

Unit : mm



The fractional free area = (hole number \times hole area) / bed area = 4.8%

Fig. 3-2. Details of distributor.

Unit : mm

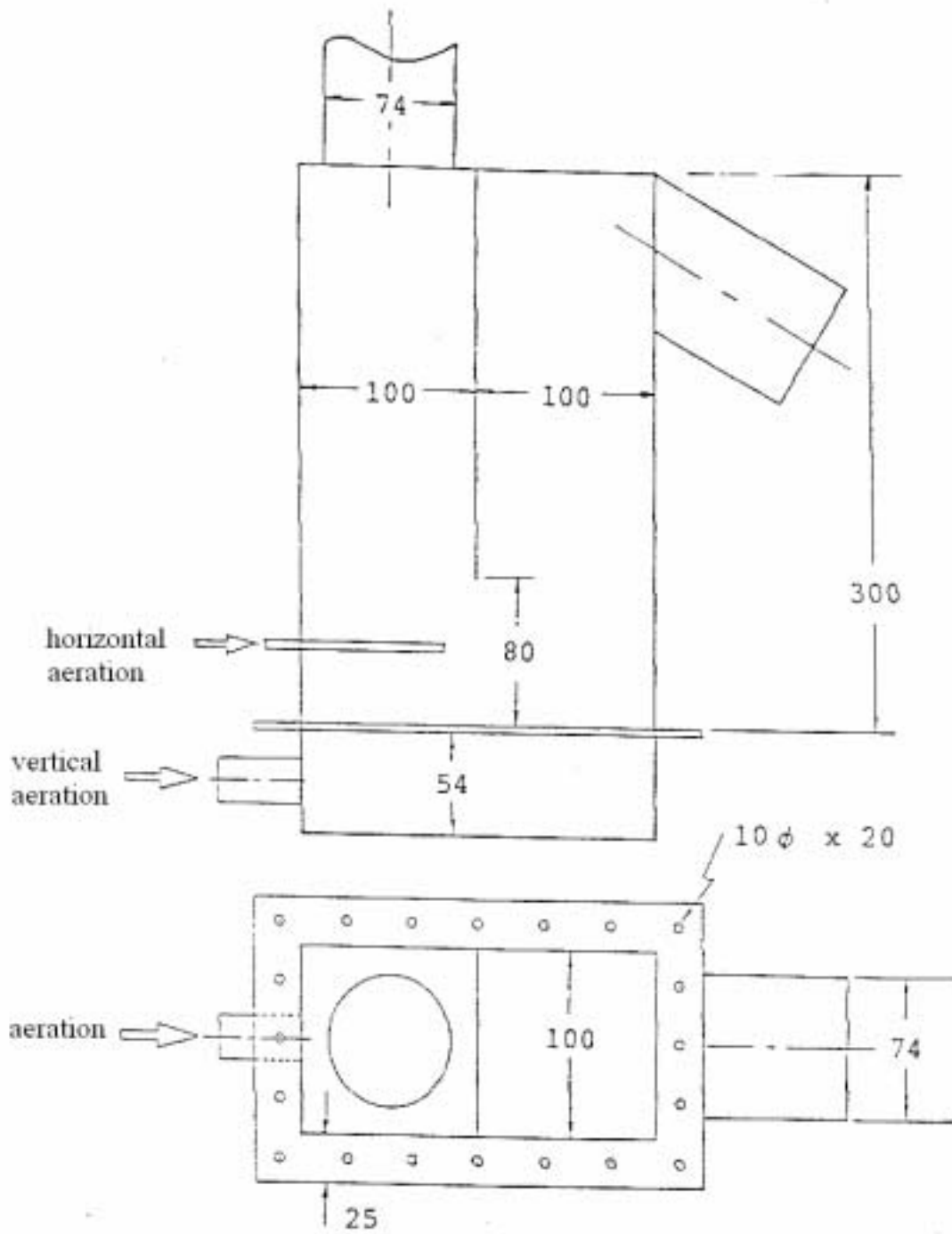


Fig. 3-3. Details of loop seal.

通氣量來控制固體循環量。同時也有壓封 (sealing) 的作用，防止上升床中氣體逆流流入固體粒子下降管中。

12.13. 熱傳探針(thermal probe)：兩個熱傳探針皆如 Fig. 3-4 所示，個別一端連接至不同的加熱器(heater)。兩個加熱器皆為 1.5L 之電壺，可分別獨立產生蒸氣作為熱源，也可同步操作。兩個熱傳探針本體皆為長 120mm，直徑 25mm 之碳鋼棒，分別固定於分散板上方 35cm 和 70cm 床壁處。每個熱傳探針皆一端與床內壁切齊，另一端則與加熱器中維持恆溫 100°C 之蒸汽接觸。碳鋼棒和加熱器均以保溫棉覆蓋以防止熱量散失。碳鋼棒上有五支間距 20mm 的 Type K 型熱電偶，均連結至溫度記錄器。

14. 溫度記錄器(temperature recorder)：日本 Yokogawa 出品，型號 DR130，用以測量碳鋼棒中心之溫度分佈。

15. 壓力探針(pressure probe)：以長 8cm、外徑 3mm 之黃銅管製成的壓力探針探測床內壓力擾動訊號，並在銅管前端覆蓋一層 325mesh 篩網，以免粒子進入堵塞銅管。

16. 壓力轉換器(pressure transducer)：為日本 Kyowa 公司出品之 PD-100GA、PD-200GA、PD-500GA 型，可將壓力訊號轉為電壓訊號。

17. 放大器(amplifier)：為日本 Kyowa 公司出品之 DPM-612A 型，可提供壓力轉換器電源及訊號放大。

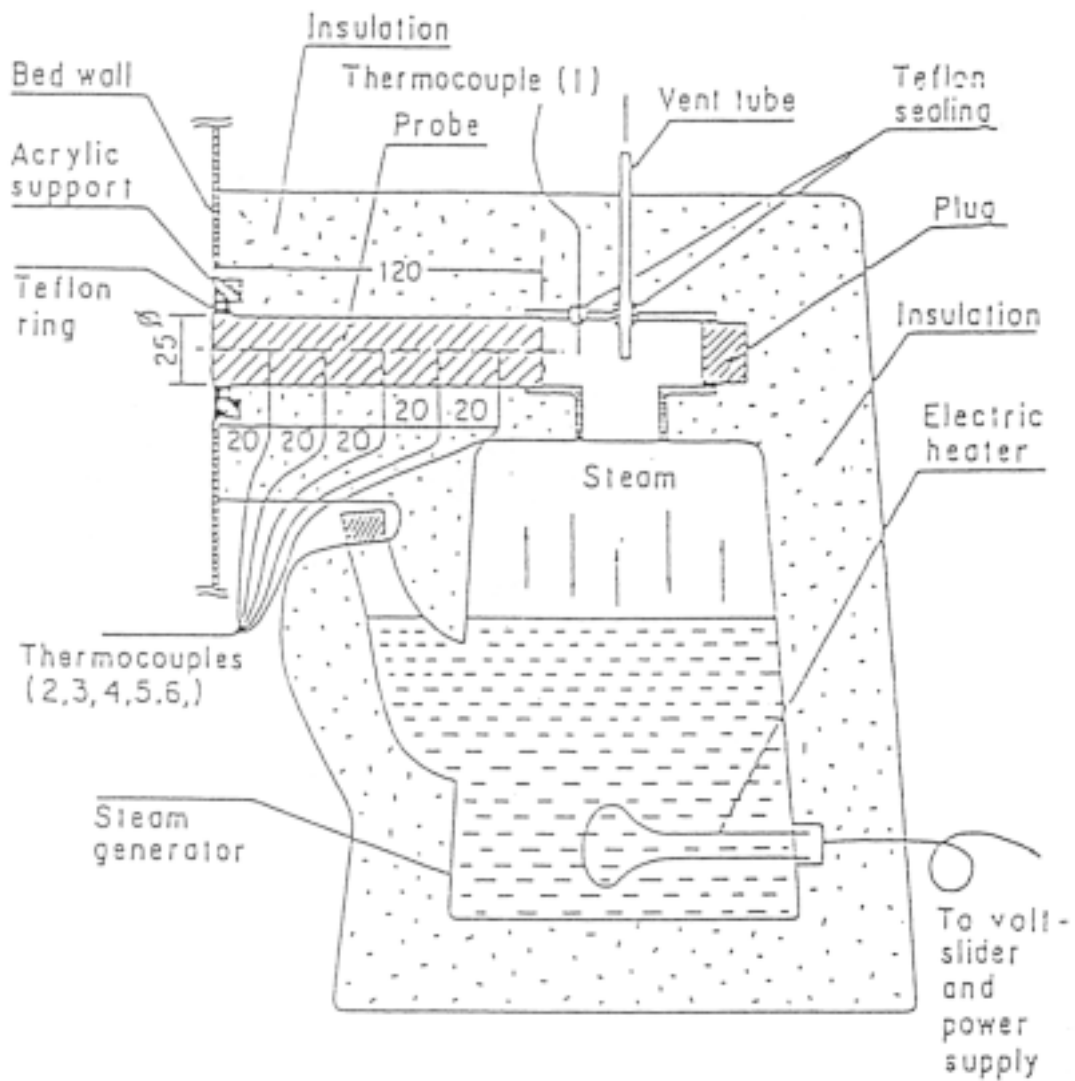


Fig. 3-4. Details of thermal probe.

18. AD/DA 卡和個人電腦(personal computer)：電腦內部有美國 National Instruments 公司 Lab-PC+型 AD/DA 卡(14bit，+8.5V)，可將放大後的類比式壓力訊號，經電腦中 AD/DA 卡取樣，然後轉換成數位訊號並且儲存起來。本實驗使用與 Win98 相容的 Labview 軟體取樣，取樣頻率為 100 點/秒，而每次共取樣 8192 點做運算。Labview 數據擷取程式如 Appendix 1。

3-1-3 固體粒子性質：

Table 3-1 為本實驗所使用的五種粒子，依照 Geldart (1973)分類均為 B 類粒子。

3-2 實驗步驟

1. 在上升床和下降管內，填入適量之固體粒子。
2. 在熱傳探針之蒸汽產生器中添入適當的水量，調整連接於蒸汽產生器上之變壓器的輸出電壓，使蒸汽產生器產生蒸汽，溫度保持在約 100°C，之後視水位情況補充蒸汽產生器內之水量。
3. 開啟魯氏鼓風機，調整氣體流速，使固體粒子開始流體化。
4. 待系統穩定後，讀取蒸氣產生器內蒸汽，碳棒上各點及上升床內溫度。

Table 3-1. Properties of solid particles.

particle	particle diameter range (μm)	d_p (μm)	ρ_p (kg/m^3)	U_{mf} (m/s)	U_{tave} (m/s)	U_{tmin} (m/s)
sand	250~297	273	2590	0.07	2.21	2.02
sand	297~350	323	2590	0.10	2.61	2.40
sand	350~420	385	2590	0.13	3.12	2.83
sand	420~500	460	2590	0.19	3.72	3.40

U_{mf} : minimum fluidization velocity.

U_{tave} : terminal velocity of the average particle size.

U_{tmin} : terminal velocity of the minimum particle size.

5. 將壓力探針所量測到的壓力擾動信號，及銳孔流量計測得的氣體流速記錄並存檔。
6. 利用調頻器調整鼓風機的電源頻率，改變氣體流速，待系統穩定後(約十分鐘左右)，重複步驟 4 和步驟 5。
7. 當下降管內有連續且明顯之固體粒子累積時，開始調整迴路壓封式空氣閥之通氣量，使下降管內固體粒子量和最初相同。
8. 實驗進行中同時觀察床內之流態。
9. 改變粒徑大小和靜床高度後，重複步驟 1 到步驟 8。

3-3 壓力擾動訊號與溫度分佈的量測與處理

3-3-1 壓力擾動訊號的量測與處理

由於流體化床中產生的壓力訊號屬於固定的(stationary)隨機訊號(random signals)，所以我們利用統計學上平均振幅(mean amplitude, $\overline{\text{Amp}}$)來進行探討。吾人的取樣訊號屬於離散訊號(discrete signals) $P_i, i=1 \dots N$ (其中 P_i 為取樣點數為 N 點的狀況下，第 i 點的壓力值)， \bar{P} 和 $\overline{\text{Amp}}$ 之計算公式如下式所示：

$$\bar{P} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N P_i \quad (3-1)$$

$$\overline{\text{Amp}} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N |P_i - \bar{P}| \quad (3-2)$$

3-3-2 熱傳探針溫度分佈的量測與處理

1. 溫度分佈的測量

在熱傳探針上每相距 20mm 處有熱電偶插入(共 5 支)，而熱電偶另一端連到溫度顯示記錄器，即可讀取熱傳探針上各個不同位置的溫度。另外，在熱傳探針上、下方 5 cm 處，各另有兩支熱電偶，可以量測床中溫度 T_{b1} 及 T_{b2} 。

2. 床-壁間熱傳係數的計算

以熱傳探針上五支熱電偶測得的平衡溫度 T 對探針與床壁間距離 X 作圖，可發現碳鋼棒中心處之溫度應隨軸向距離成一直線分佈，如 Appendix 2 所示，所得回歸直線之斜率為 dT/dX ，溫度軸截距則為探針熱傳面上之溫度 T_w 。床體的溫度 T_b 可由 T_{b1} 和 T_{b2} 的平均值估計：

$$T_b = \frac{(T_{b1} + T_{b2})}{2} \quad (3-3)$$

在熱傳探針保溫良好的情況下，碳鋼棒上之熱量傳遞為一維方向之傳導熱傳，根據傅立葉熱傳導定律(Fourier's law)，由碳鋼棒上之溫度梯度 dT/dX 算出其單位面積之熱傳量 Q/A_w 為：

$$\frac{Q}{A_w} = -k \left. \frac{dT}{dX} \right|_{x=0} = -k \frac{dT}{dX} \quad (3-4)$$

而碳鋼棒與粒子床接觸端之單位面積熱傳量為：

$$\frac{Q}{A_w} = h_w (T_b - T_w) \quad (3-5)$$

因此由 Eq.(3-4)和(3-5)可得床-壁間熱傳係數 h_w :

$$h_w = \frac{[-k \frac{dT}{dX}]}{(T_b - T_w)} \quad (3-6)$$

四 結果與討論

4-1 由氣泡流體化至紊流流體化之流態轉變

4-1-1 相對壓力擾動的量測

在不同的靜床高下利用粒徑 385 μm 和 460 μm 的砂，分別於分散板上方 30cm 及 40cm 處，和分散板上方 65cm 及 75cm 處量測相對壓力擾動，再以壓力擾動之平均振幅對氣體表面速度作圖，如 Fig. 4-1 至 Fig. 4-4。圖中顯示以相對壓力擾動的方式可得到 U_c ，但隨著靜床高度的增加，壓力擾動平均振幅對氣體表面速度的作圖曲線有逐漸平滑的趨勢，即 U_c 因此無法精準得到。Bi and Grace (1995) 認為靜床高對 U_c 之影響不大，這和吾人所得的結果不同。

從上升床中觀察發現，靜床高度較高時，氣泡較容易聚集成大塊泡，因此床內駐塞的現象將提前發生。隨著氣體表面速度的增加，由於駐塞產生的頻率較低，駐塞塊泡的大小比在靜床高度較低時小，因此床內壓力擾動的增加沒有非常顯著。根據 Baeyens and Geldart (1974) 之實驗結果，當床內粒子開始產生流體化行為時的床高小於 H_L (見 Eq.(2-19))，則床高越高，駐塞行為起始的氣體表面速度越小，且駐塞之頻率也越小。由 Eq.(2-19) 可求得本實驗設備之 H_L 為 91cm，即當靜床高度小於 91cm 時，靜床高較高將使得駐塞現象提前出現，且塊泡產生的速度隨之降低，塊泡破裂的速度也隨之降低，因此壓力

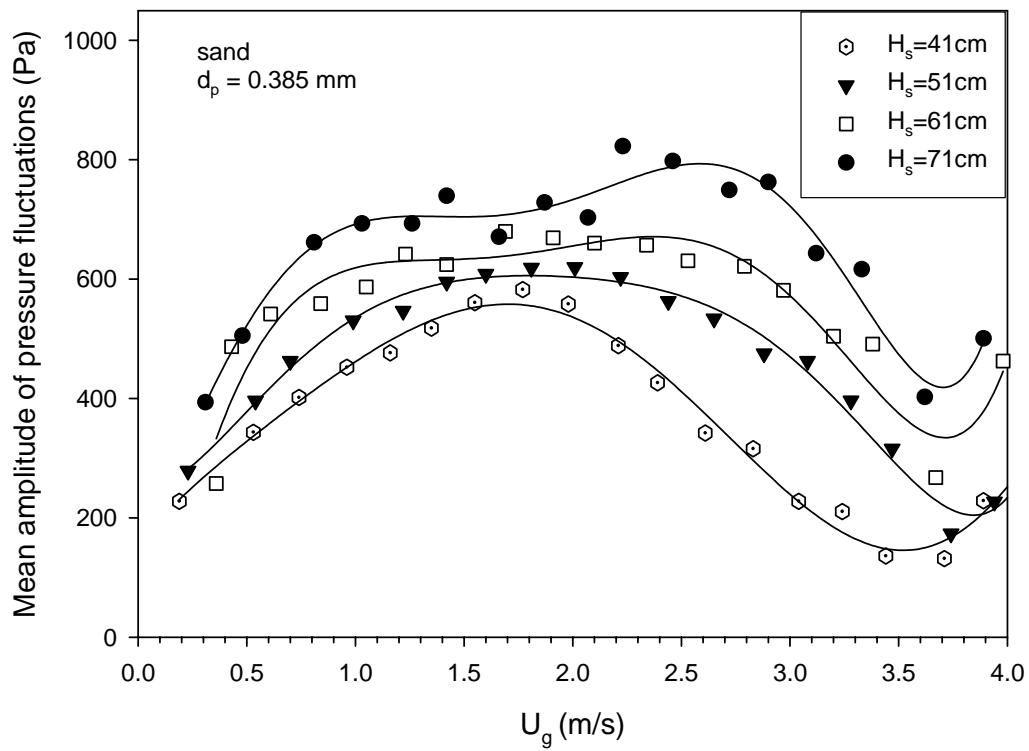


Fig. 4-1. Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 30 ~ 40 cm).

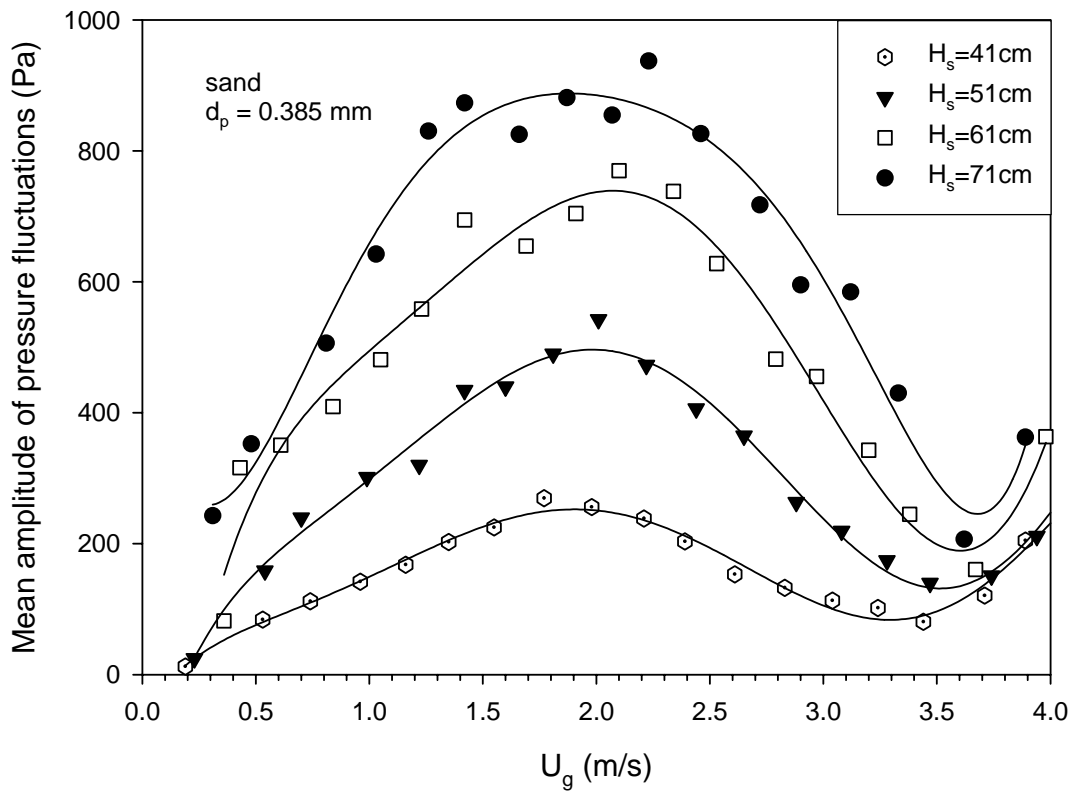


Fig. 4-2. Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 65 ~ 75 cm).

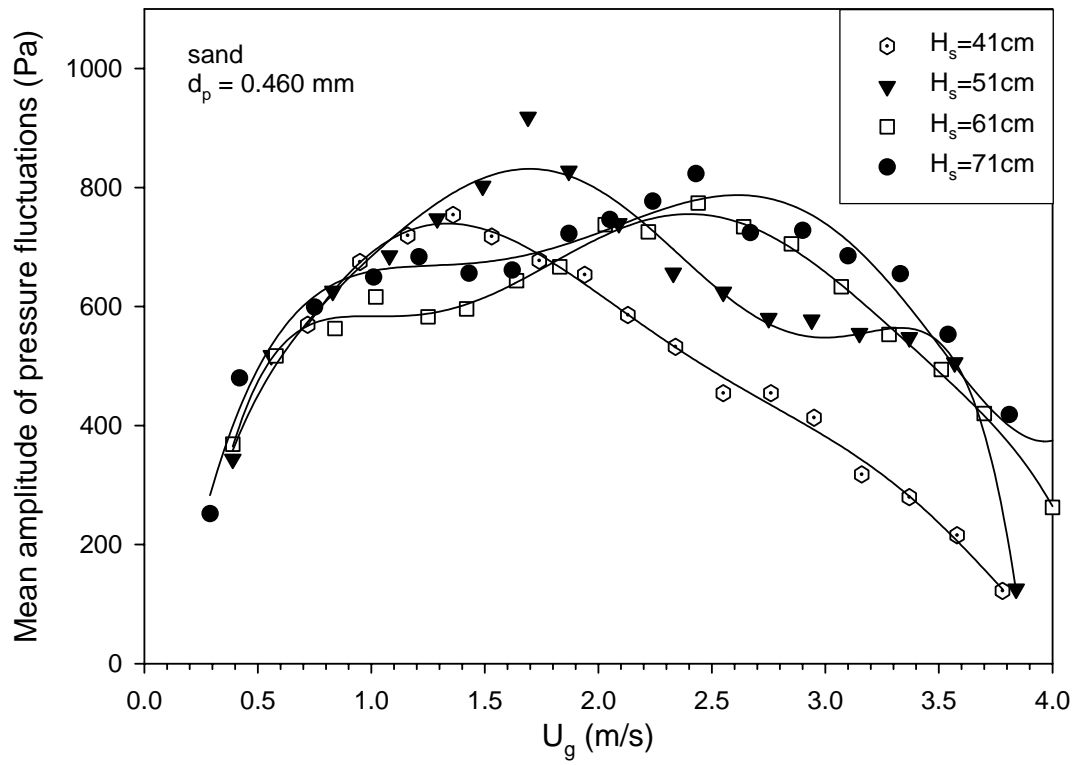


Fig. 4-3. Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 30 ~ 40 cm).

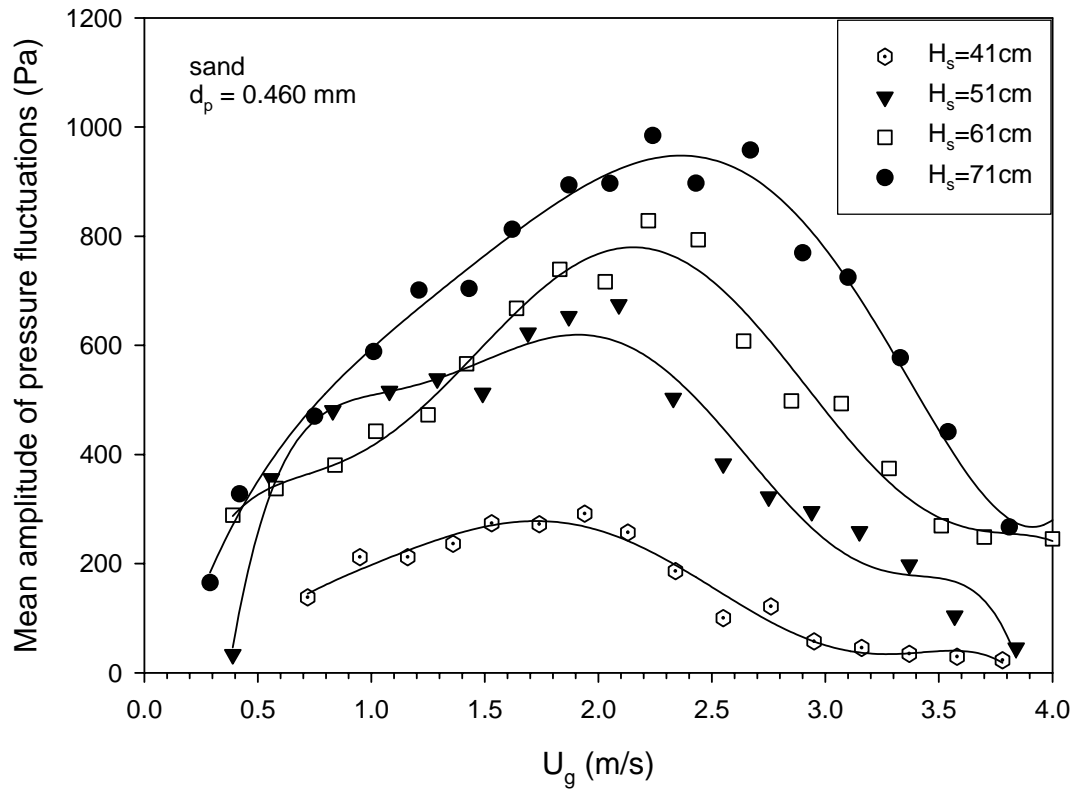


Fig. 4-4. Mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 65 ~ 75 cm).

擾動隨氣體表面速度之變化逐漸不顯著。此外，在靜床高度較高時，由擴大管掉落的粒子較為頻繁，使得床內的擾動並未像在靜床高度較低時之遞減明顯。由透明的上升床中觀察發現， U_c 發生於床內駐塞現象開始遞減之時，而原本增加中的壓力擾動振幅開始降低，造成的最大壓力擾動振幅所對應的氣體表面速度便是 U_c 。壓力擾動隨氣體表面速度的增加，無劇烈的增加和減少，為靜床高度較高時不易確認 U_c 的原因。吾人可從 Grace and Sun (1991)和 Chehbouni et al. (1994)的結果發現有 U_c 不易判定確切大小的情形，但他們卻未深入討論此現象。

在 Fig. 4-3 中靜床高度為 51cm 的曲線和 Fig. 4-4 中靜床高度為 41cm、51cm 以及 61cm 的曲線，都可以明確發現位在曲線齊平點的 U_k ，Chehbouni et al. (1994)也曾經由相對壓力擾動的量測求得 U_k 。實驗結果顯示，並非所有相對壓力擾動的量測皆可得到清晰的 U_k ，而以較大粒徑時所得到 U_k 較為明顯，這和蕭明昌(2004)的結果相同。文獻上(見 2-2-1)多以 U_c 作為紊流床或過渡區之起始判斷， U_k 則較少作為流態轉變之判斷，部分學者甚至對 U_k 的存在性有所懷疑。

Fig. 4-5 為將 Fig. 4-3 和 Fig. 4-4 整理所得，可觀察分散板上方 30cm 及 40cm 處，和分散板上方 65cm 及 75cm 處取相對壓力擾動的差別。圖中發現，在靜床高度 41cm 時，分散板上方 30cm 及 40cm 處

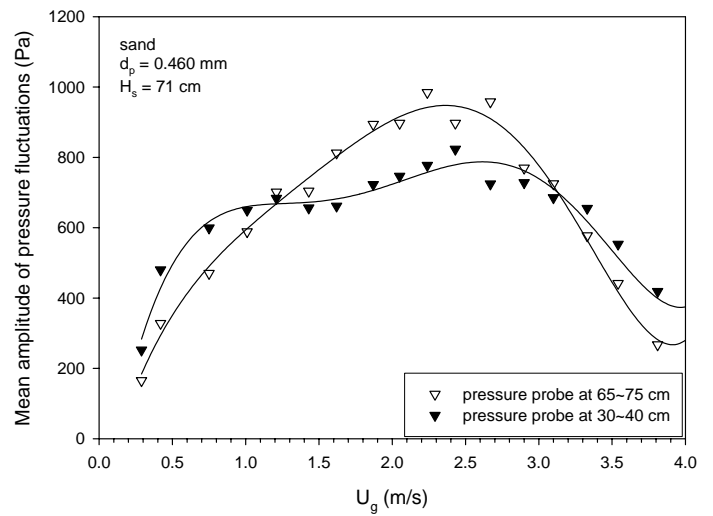
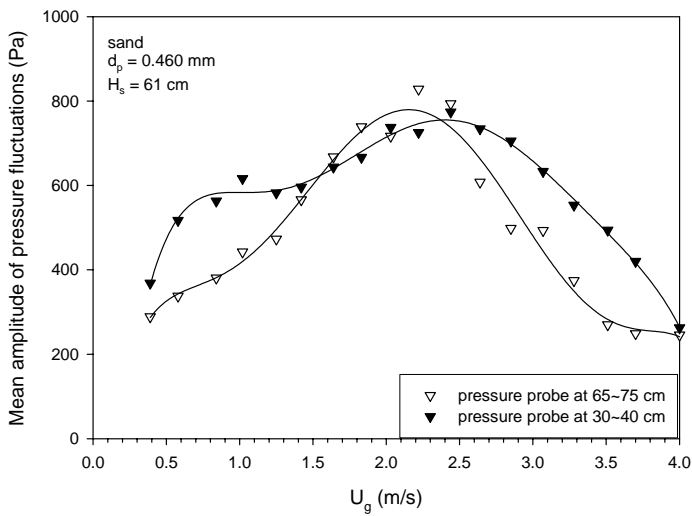
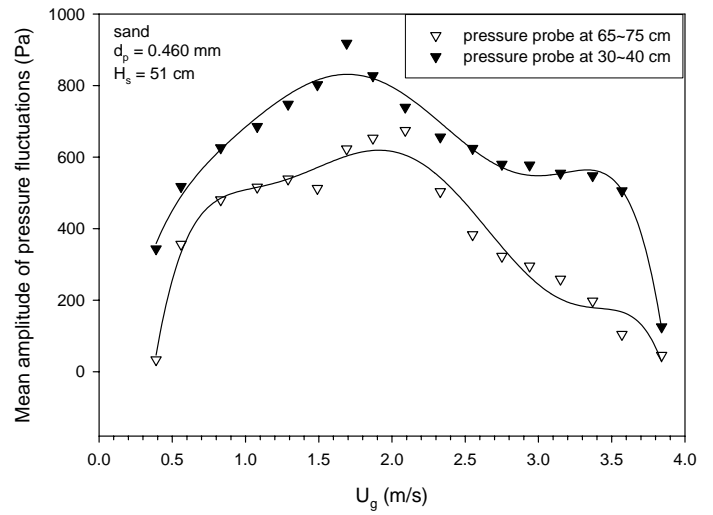
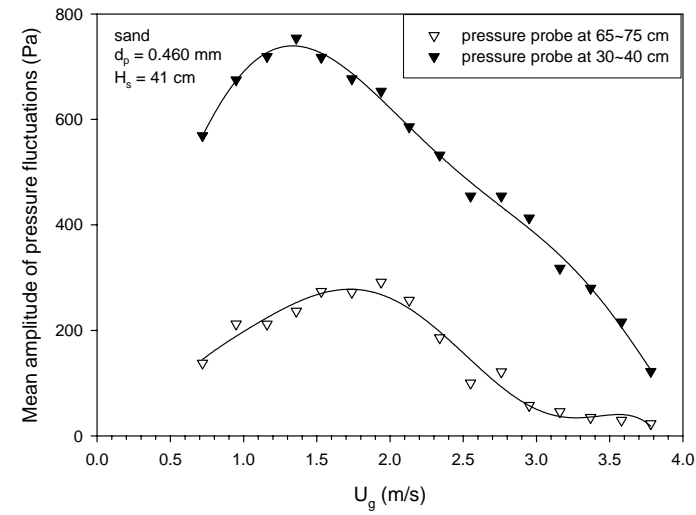


Fig. 4-5. Effect of H_s on the mean amplitude of differential pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 65 ~ 75 cm, 30~40 cm).

的相對壓力擾動振幅會遠大於分散板上方 65cm 及 75cm 處。隨著靜床高度增加，分散板上方 30cm 及 40cm 處和分散板上方 65cm 及 75cm 處的相對壓力擾動振幅將逐漸接近。當靜床高度為 71cm 時，分散板上方 65cm 及 75cm 處的相對壓力擾動振幅將會大於分散板上方 30cm 及 40cm 處的相對壓力擾動振幅。實驗進行之觀察發現，當上升床內填裝較少量的固體粒子時，本實驗在上升床內的兩個量測相對壓力擾動區域，將分為在下方而粒子濃度較高的濃相區，和在上方而粒子濃度較低的稀相區。濃相區的單位區域因為擁有較多的固體粒子，所以造成此區域的相對壓力擾動振幅比稀相區大。若在上升床內填裝較多固體粒子時，本實驗量測相對壓力擾動的兩個區域則皆成為濃相區，所以兩區域的粒子濃度差距不大。然而床內濃相區的上方部份因為粒子除了向上運動的情形外，尚有粒子掉落至此區域的向下運動情形，所以造成上方部分的粒子進出此區域更為頻繁，故此時上方的相對壓力擾動振幅大於下方的相對壓力擾動振幅。

將相關文獻之結果與本實驗結果整理成 Table 4-1。由表中發現，Yerushalmi and Cankurt (1979)和 Rhodes and Geldart (1986)皆以相似粒徑(268 μm 及 270 μm)的砂為實驗粒子，但所得 U_c 及 U_k 之結果卻相差甚多，可能為其他變因所造成，如上升床內徑、靜床高度和壓力探針所在位置等差異。Perales et al. (1990)以 9.2cm 之床徑操作實驗，和吾

Table 4-1. Comparison of experimental values of differential pressure fluctuations.

authors	particle	ρ_p (kg/m ³)	d_p (μ m)	D_{bed} (cm)	probe position (cm)	H_s (cm)	U_c (m/s)	U_k (m/s)
Yerushalmi and Cankurt (1979)	sand	2650	268	15.2			2.74	5.5
Rhodes and Geldart (1986)	sand	2648	134	7.6			0.90	2.94
	sand	2600	270	7.6			1.80	3.84
	sand	2600	606	7.6			2.00	5.36
Perales et al. (1990)	sand	2650	214	9.2			1.22	1.84
	sand	2650	325	9.2			1.25	3.20
	sand	2650	375	9.2			1.36	3.50
	sand	2650	625	9.2			1.75	4.58
Bi and Grace (1995)	FCC	1580	60	10.2	3~20	60	0.90	
	FCC	1580	60	10.2	20~28	60	0.80	
	FCC	1580	60	10.2	20~41	60	0.70	
	FCC	1580	60	10.2	28~41	60	0.52	
Shou (2004)	sand	2635	460	10.8	5~14	60	-	3.3
	sand	2635	460	10.8	10~20	60	1.6	3.4
	sand	2635	460	10.8	14~27	60	1.6	3.1
	sand	2635	460	10.8	20~30	60	1.6	3.1
this work	sand	2590	460	10.8	30~40	41	1.42	-
	sand	2590	460	10.8	30~40	51	1.72	3.21
	sand	2590	460	10.8	30~40	61	-	-
	sand	2590	460	10.8	30~40	71	-	-
	sand	2590	460	10.8	65~75	41	1.73	3.18
	sand	2590	460	10.8	65~75	51	2.11	3.23
	sand	2590	460	10.8	65~75	61	2.21	3.42
	sand	2590	460	10.8	65~75	71	2.41	-
	sand	2590	385	10.8	30~40	41	1.62	3.41
	sand	2590	385	10.8	30~40	51	1.80	-
	sand	2590	385	10.8	30~40	61	1.72	-
	sand	2590	385	10.8	30~40	71	-	-
	sand	2590	385	10.8	65~75	41	1.79	3.22
	sand	2590	385	10.8	65~75	51	2.04	3.42
	sand	2590	385	10.8	65~75	61	2.08	-
sand	2590	385	10.8	65~75	71	1.93	-	

- : ambiguous or not found

人床徑 10.8cm 較為接近，其實驗結果可預測 460 μ m 和 385 μ m 之 U_c 在 1.36 m/s 和 1.75 m/s 之間， U_k 在 3.50 m/s 和 4.58 m/s 之間，吾人以 41cm 靜床高度所得之 U_c 符合其範圍，但吾人之 U_k 並非在 3.50 m/s 和 4.58 m/s 之間。Rhodes and Geldart (1986) 的結果顯示，粒徑 270 μ m 至 606 μ m 間的 U_c 在 1.80 m/s 和 2.00 m/s 之間， U_k 在 3.84 m/s 和 5.36 m/s 之間，吾人粒徑 385 μ m 之 U_c 在 1.62 m/s 和 2.08 m/s 之間，460 μ m 之 U_c 在 1.42 m/s 和 2.41 m/s 之間，且吾人所得 U_k 依舊較小。吾人以粒徑 460 μ m 的砂實驗，得到 U_k 為 3.18m/s 至 3.42m/s 之間，這和蕭(2004) 的結果(U_k 為 3.1m/s 至 3.4m/s 之間)相近。

4-1-2 絕對壓力擾動的量測

Fig. 4-6 是在固定靜床高為 35cm 的狀況下，分別於分散板下方 5cm 以及分散板上方 15cm，和分散板上方 65cm 處量取絕對壓力擾動分析，再以平均振幅對氣體表面速度作圖所得。從圖上發現，隨著氣體表面速度的增加，不論是在分散板上方或下方，利用絕對壓力擾動的平均振幅來決定流態的變化時，都可得到 U_c ，且不同位置所得的 U_c 皆有所差異。改變靜床高度操作，結果如 Fig. 4-7 和 4-8 所示，可看出隨著靜床高度增加，平均壓力擾動振幅因此而變大， U_c 也同時增加，這和蕭明昌(2004)的結果相同。至於 U_k 則只在部分實驗中可得，而非所有實驗皆可得到，這也和蕭明昌(2004)的結果相同，而和

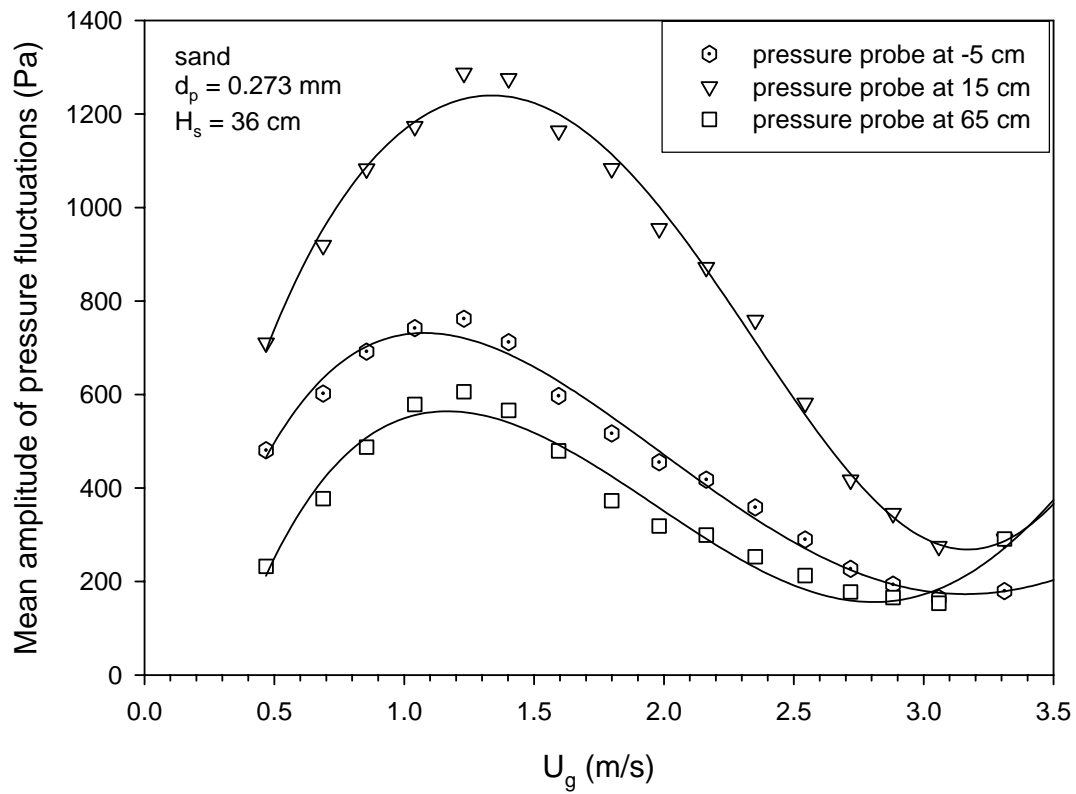


Fig. 4-6. Mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = -5 cm, 15cm, 65cm).

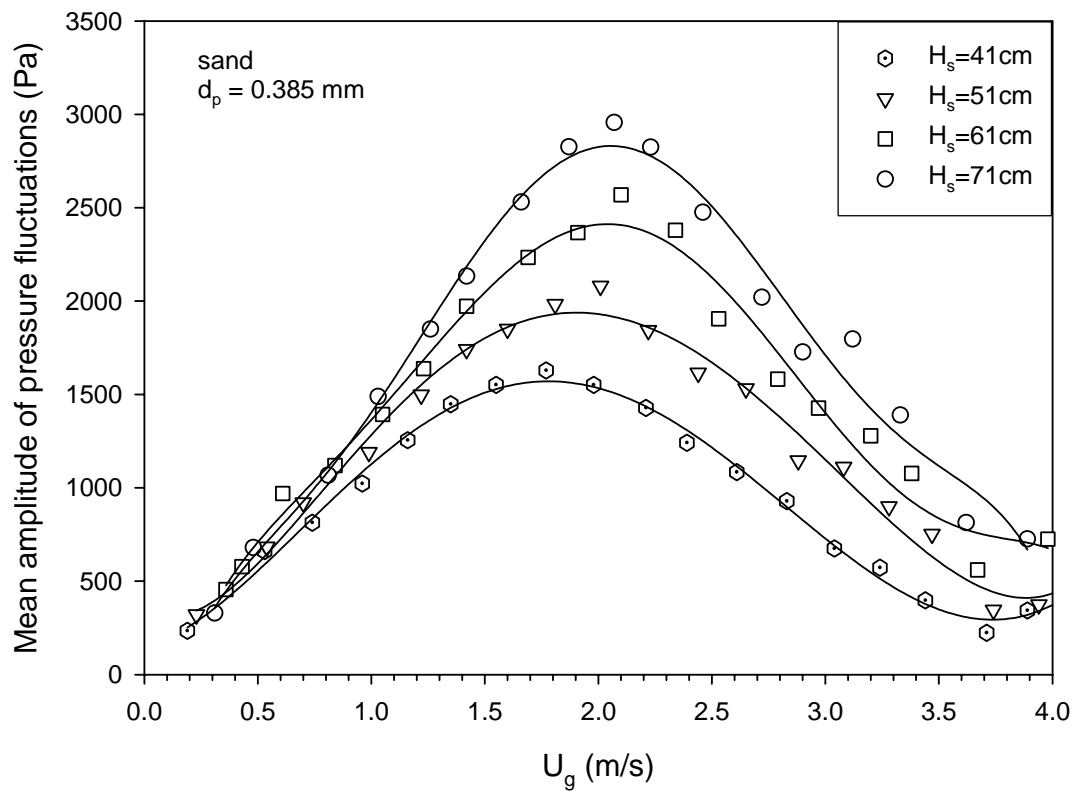


Fig. 4-7. Mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 15 cm).

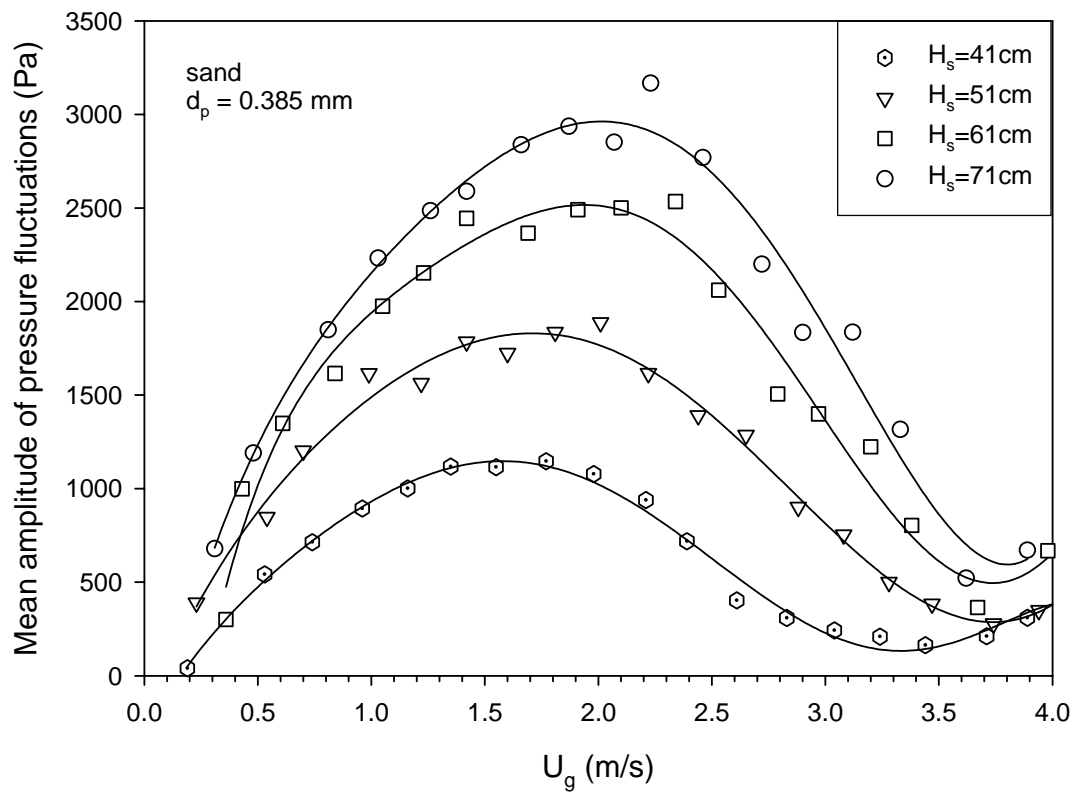


Fig. 4-8. Mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 50 cm).

Chehbouni et al. (1994)以絕對壓力擾動測量無法得到 U_k 的結論不同。

Fig. 4-9 為將 Fig. 4-7 和 Fig. 4-8 整理所得，可針對不同位置的絕對壓力擾動振幅觀察。結果顯示在靜床高度為 41cm 時，位於分散板上方 15cm 處的絕對壓力擾動振幅比位於分散板上方 50 處大。隨著靜床高度的增加，分散板上方 15cm 處和 50cm 處的絕對壓力擾動振幅之間的差距將逐漸縮小。在靜床高度為 61cm 時，分散板上方 50cm 處的絕對壓力擾動振幅將會較大。當床內粒子含量較少時，粒子濃度主宰著壓力擾動振幅的大小，因此位於床下方的壓力擾動振幅較大；當床內粒子含量較多時，床內上方和下方的粒子濃度差異不大，而床上方區域因粒子進出較為頻繁，所以有較大的壓力擾動振幅。

將相關文獻與實驗結果整理成 Table 4-2。由表中發現 Chehbouni et al. (1994)和 Gonzalez et al. (1995)以相同密度和粒徑(130 μ m)的砂量測絕對壓力擾動，所得 U_c 分別為 0.75m/s 和 0.4m/s，其差異有可能是上升床內徑、靜床高度和壓力探針所在位置等變因所造成。吾人以 273 μ m 粒徑所得 U_c 之最小值為 1.57m/s，比 Gonzalez et al. (1995)以 290 μ m 粒徑所得之 U_c (0.78m/s)小。Yerushalmi and Cankurt (1979)以粒徑 268 μ m 得到 U_c 的範圍為 1.5 m/s 至 2.15 m/s 之間，吾人以粒徑 270 μ m 得到 U_c 的範圍(1.57 m/s 至 1.66 m/s)符合其結果。吾人以粒徑 460 μ m 所得之 U_k 為 3.12 m/s 至 3.72 m/s 之間，比 Son et al. (1988)以

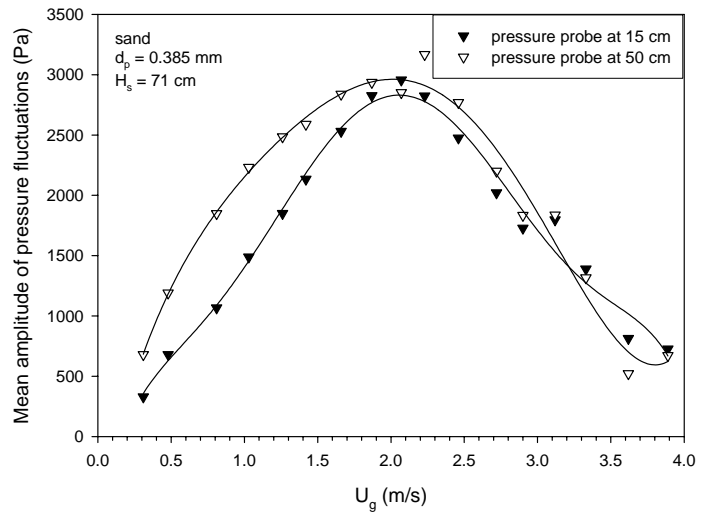
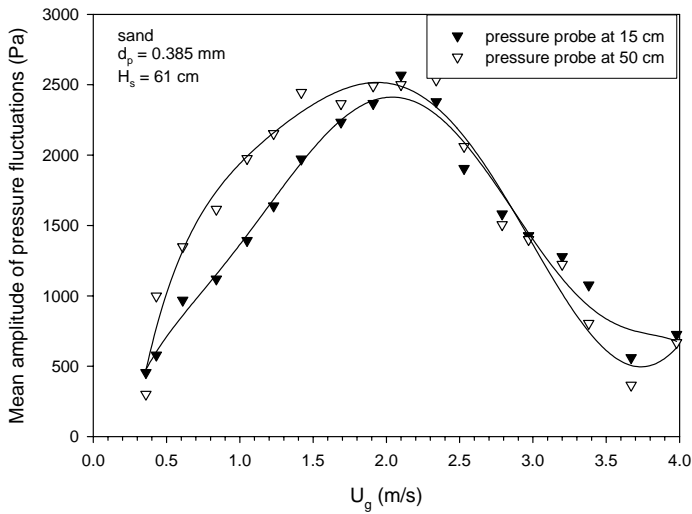
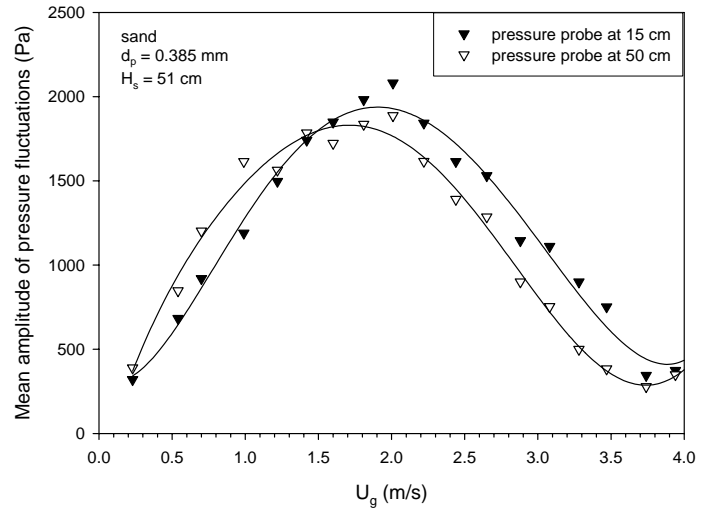
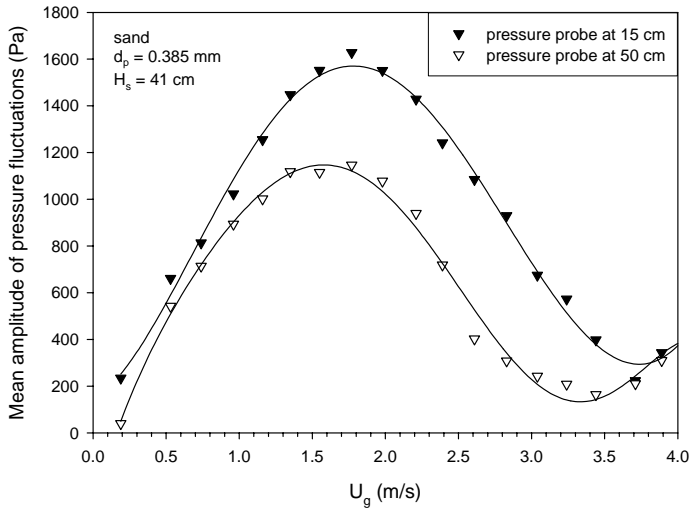


Fig. 4-9. Effect of H_s on the mean amplitude of absolute pressure fluctuations vs. superficial gas velocity (probe position = 15 cm, 50cm).

Table 4-2. Comparison of experimental values of absolute pressure fluctuations.

authors	particle	ρ_p (kg/m ³)	d_p (μ m)	D_{bed} (cm)	probe position (cm)	H_s (cm)	U_c (m/s)	U_k (m/s)
Yerushalmi and Cankurt (1979)	sand	2650	268	5*51			1.5-2.15	-
Son et al. (1988)	sand	2630	430	38			1.10	2.50
Chehbouni et al. (1994)	sand	2650	130	8.2	35	45	0.75	-
	sand	2650	130	8.2	5	45	0.75	-
Gonzalez et al. (1995)	sand	2650	130	20			0.4	-
	sand	2650	290	20			0.78	-
Bi and Grace (1995)	FCC	1580	60	10.2	20	60	0.57	
	FCC	1580	60	10.2	28	60	0.52	
	FCC	1580	60	10.2	41	60	0.43	
Shou (2004)	sand	2635	273	10.8	-4	36	1.45	-
	sand	2635	273	10.8	14	36	1.5	-
	sand	2635	273	10.8	30	36	1.55	-
	sand	2635	460	10.8	-4	36	1.85	2.85
	sand	2635	460	10.8	14	36	1.95	-
	sand	2635	460	10.8	30	36	1.95	3
	sand	2635	460	10.8	45	36	2.10	3
this work	sand	2590	460	10.8	-5	36	1.65	3.59
	sand	2590	460	10.8	15	36	1.84	3.68
	sand	2590	460	10.8	65	36	1.91	3.12
	sand	2590	385	10.8	15	41	1.77	3.61
	sand	2590	385	10.8	15	51	1.95	-
	sand	2590	385	10.8	15	61	2.14	3.57
	sand	2590	385	10.8	15	71	2.13	-
	sand	2590	385	10.8	50	41	1.63	3.31
	sand	2590	385	10.8	50	51	1.91	-
	sand	2590	385	10.8	50	61	2.03	3.58
	sand	2590	385	10.8	50	71	2.17	-
	sand	2590	273	10.8	-5	36	1.57	3.02
	sand	2590	273	10.8	15	36	1.59	2.95
sand	2590	273	10.8	65	36	1.66	2.93	

- : ambiguous or not found

粒徑 $430\mu\text{m}$ 得到 $U_k(2.5\text{m/s})$ 大。蕭(2004)實驗得到粒徑 $273\mu\text{m}$ 之 U_c 範圍為 1.45 m/s 至 1.55m/s ，粒徑 $460\mu\text{m}$ 之 U_c 範圍為 1.85 m/s 至 2.10m/s ；吾人得到粒徑 $273\mu\text{m}$ 之 U_c 範圍為 1.57 m/s 至 1.66m/s ，粒徑 $460\mu\text{m}$ 之 U_c 範圍為 1.65 m/s 至 1.91m/s 之間，這和蕭(2004)的結果相近。吾人得到粒徑 $460\mu\text{m}$ 之 U_k 範圍為 3.12 m/s 至 3.68m/s 之間，較蕭(2004)所得之結果(2.85 m/s 至 3m/s 之間)為高。

4-2 從氣泡床到紊流床的床-壁間熱傳現象

4-2-1 床-壁間熱傳係數和氣體表面速度之關係

以不同的靜床高度在分散板上方 35cm 和 70cm 兩處量測床-壁間熱傳係數，實驗結果顯示床-壁間熱傳係數和氣體表面速度之關係大致可分為兩類。第一類為床-壁間熱傳係數隨氣體表面速度呈現 M 型曲線變化，如 Fig. 4-10 所示。第二類則為床-壁間熱傳係數隨氣體表面速度呈現非 M 型曲線變化，如 Fig. 4-11 所示。

將床-壁間熱傳係數隨氣體表面速度呈現 M 型曲線變化的結果和同時測量所得壓力擾動變化的情形一比較，如 Fig. 4-12($d_p=460\mu\text{m}$) 和 4-13($d_p=273\mu\text{m}$) 所示。從圖中發現，相對壓力擾動或絕對壓力擾動量測所得的 U_c 和床-壁間熱傳係數為最小值 h_{\min} 對應的氣體表面速度相近(以分散板上方絕對壓力擾動量測所得 U_c 的對應性最佳)， U_k 和床-壁間熱傳係數之第二個最大值 $h_{\max 2}$ 對應的氣體表面速度相近，這

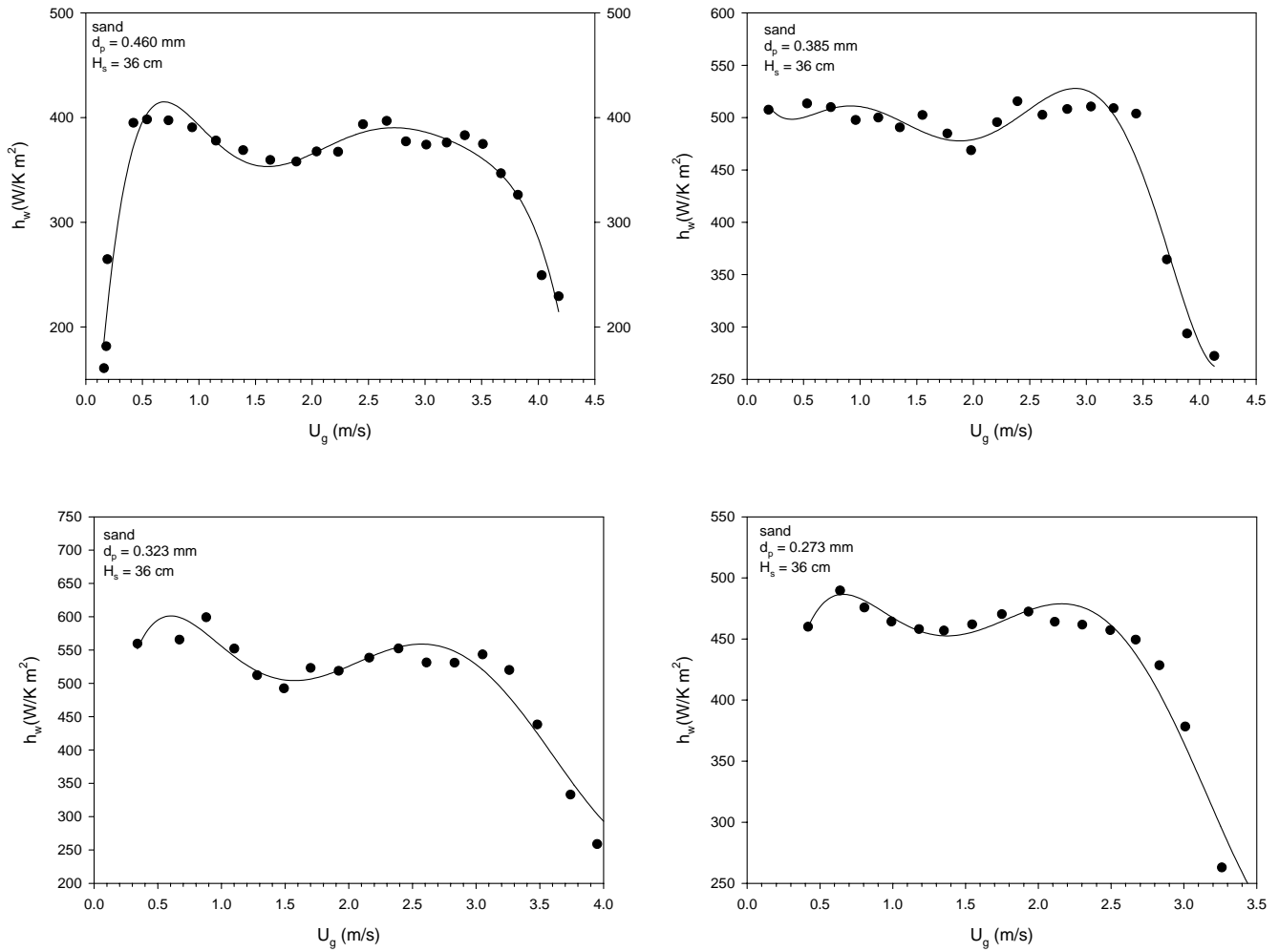


Fig. 4-10. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

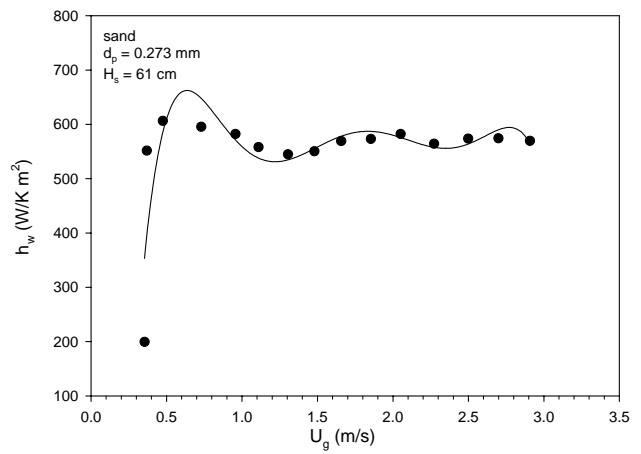
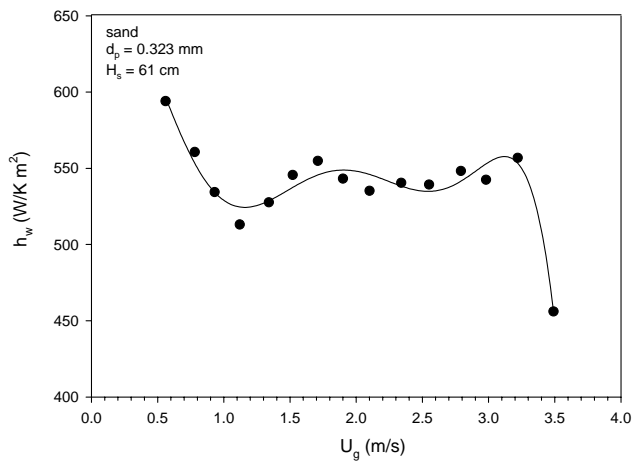
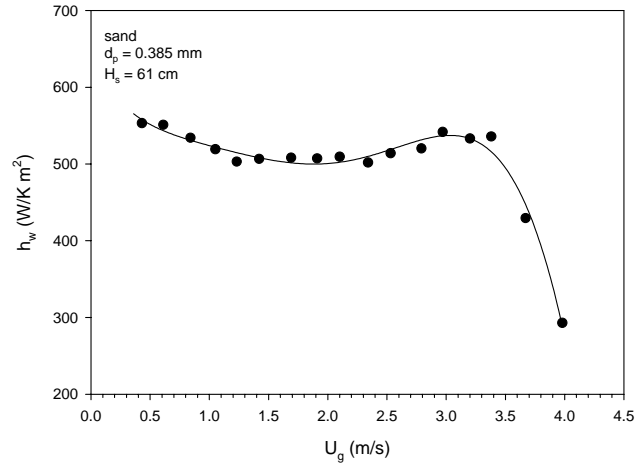
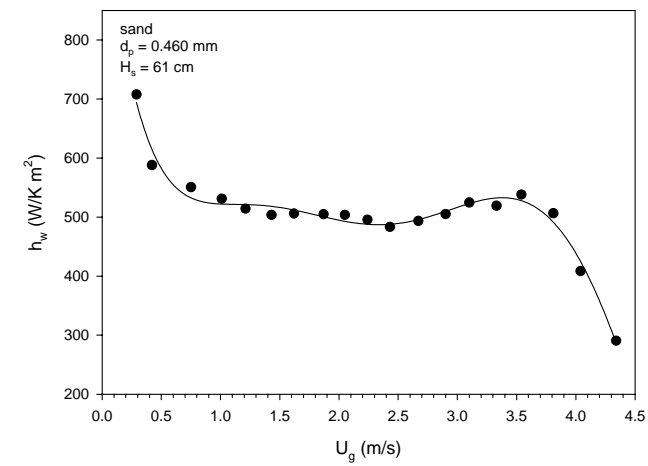


Fig. 4-11. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

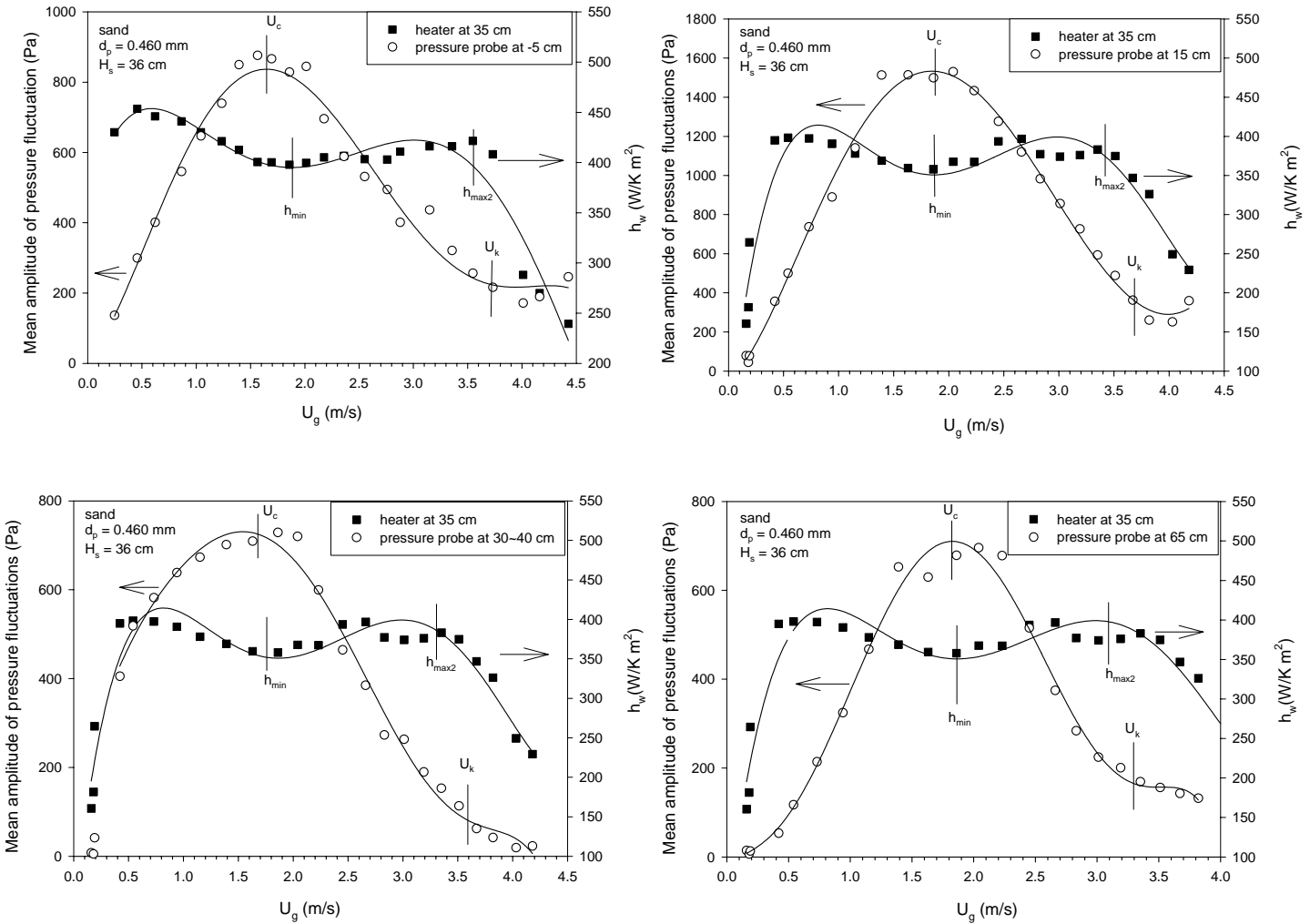


Fig. 4-12. Mean amplitude of pressure fluctuations and wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity: probe position (-5 cm, 15 cm, 30~40 cm, 65cm).

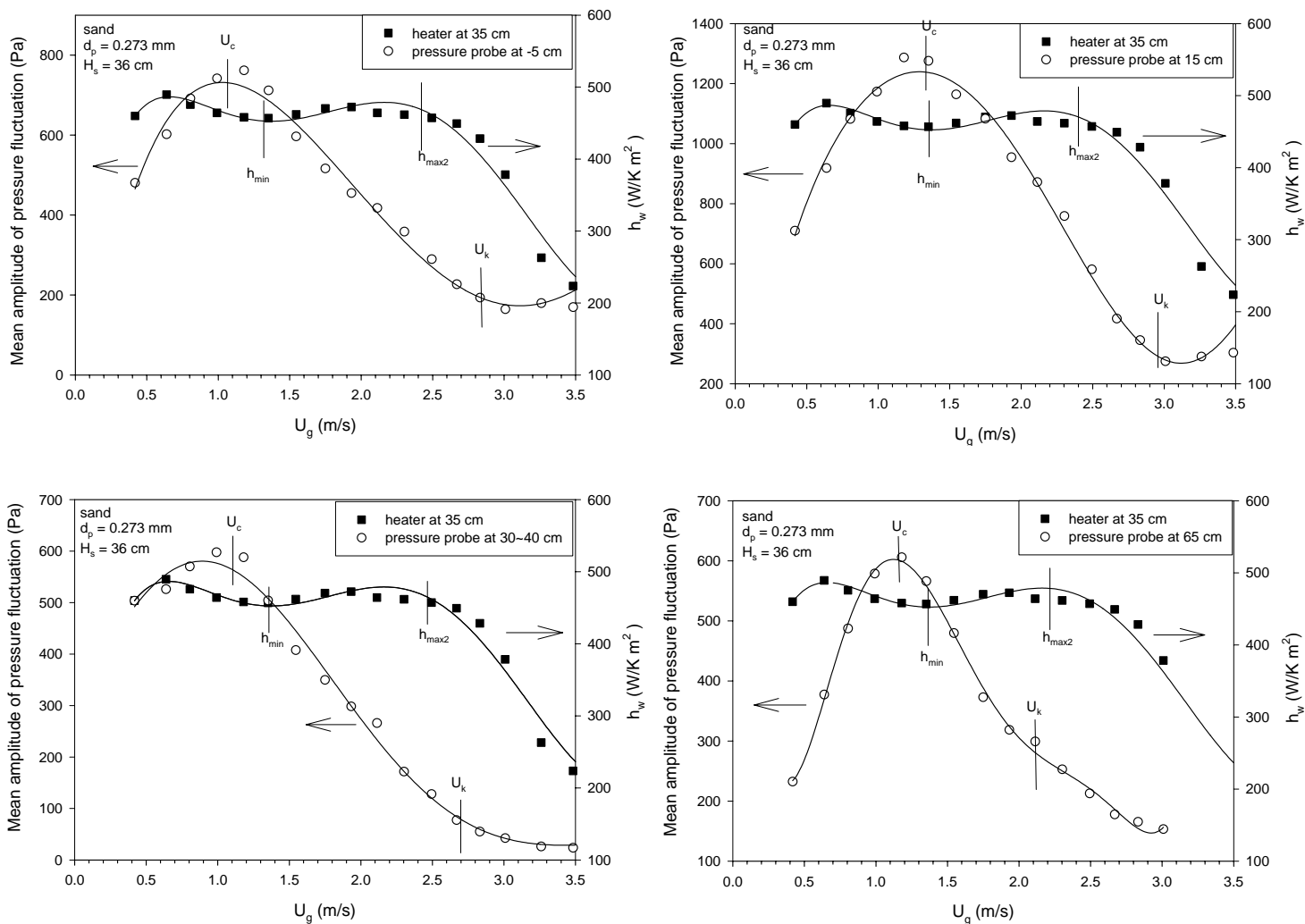


Fig. 4-13. Mean amplitude of pressure fluctuations and wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (probe position = -5 cm, 15 cm, 30~40 cm, 65cm).

和蕭明昌(2004)之實驗結果相同。

針對熱傳係數隨氣體表面速度呈現 M 型曲線變化可作以下之解釋：當氣體表面速度小於 U_c 時，熱傳係數隨著氣體速度的增加而增加，直到上升到最大值 h_{max1} ，這和 Molerus and Mattmann (1992)於氣泡床中發現有 h_{max} 的結果相同。然後熱傳係數隨著氣體表面速度的增加而下降到一最小值 h_{min} ，此乃因為床內大型氣泡或駐塞接觸到熱傳表面，降低了氣固混合效果，同時也降低床-壁間熱傳係數，故形成了最小值 h_{min} 。當氣體表面速度高於 U_c 時，熱傳係數會隨著氣體表面速度的增加而增加，緩慢上升到第二個最大值 h_{max2} ，再隨著氣體表面速度的增加而下降。氣體表面速度大於 U_c 時，床內出現大氣泡(駐塞)的機率會隨著氣體表面速度增加而慢慢變小，氣泡會變的更細小，氣泡的整體移動速度會增加，粒子更新的速度會逐漸增加。直到氣體表面速度到達 U_k ，由於進入了另一個流態區域，床內整體的粒子濃度變小，這可從觀察床底透明度的增加和變小的壓力擾動平均值得知。此時熱傳探針表面位置幾乎沒有粒子覆蓋，整個床已經變為稀相床，形成熱傳係數隨氣體表面速度的增加而下降。

推測熱傳係數隨氣體表面速度呈現非 M 型曲線變化的情形，可能是 h_{max1} 所對應的氣體表面速度甚小而不本實驗量測的範圍內，以及 h_{min} 不為清晰導致 M 型曲線退化成非 M 型曲線。換言之，M 型

曲線的變化可說明氣體表面速度造成床內流態轉變，進而影響床-壁間熱傳係數。隨著氣體表面速度的增加，對不同流態的熱傳影響為：氣泡床之床-壁間熱傳係數先變大而後變小，紊流床之床-壁間熱傳係數變大，快速床之床-壁間熱傳係數變小。

4-2-2 單位置或雙位置同時加熱對床-壁間熱傳係數的影響

在分散板上方 35cm 和 70cm 處分別設置加熱系統來探討使用單一位置加熱或雙位置同時加熱所造成對床-壁間熱傳係數的影響，結果如 Fig. 4-14 至 4-17 所示。從 Fig. 4-14 至 4-17 可發現不論單一位置加熱或是雙位置同時加熱的操作方式，對於同一位置的床-壁間熱傳係數影響不大。

單一位置加熱或雙位置同時加熱對床內溫度改變的差異是影響床-壁間熱傳係數的主要原因。Botterill et al. (1981)認為熱傳係數隨氣體熱傳導係數成正比，而氣體熱傳導係數隨氣體溫度增加而變大，故床內溫度越高將使得熱傳係數也隨之增大。理論上而言，雙位置同時加熱將會造成比單一位置加熱還高的床溫，使得雙位置同時加熱而測得的床-壁間熱傳係數將會大於單一位置加熱而測得的熱傳係數。本實驗在分散板上方 35cm 和 70cm 處皆用相同的加熱系統，其中以作為熱源的蒸氣產生器所提供功率有限，且熱傳探針和床內接觸的傳熱面積過小，使得單一位置加熱或雙位置同時加熱對床內溫度並無顯著

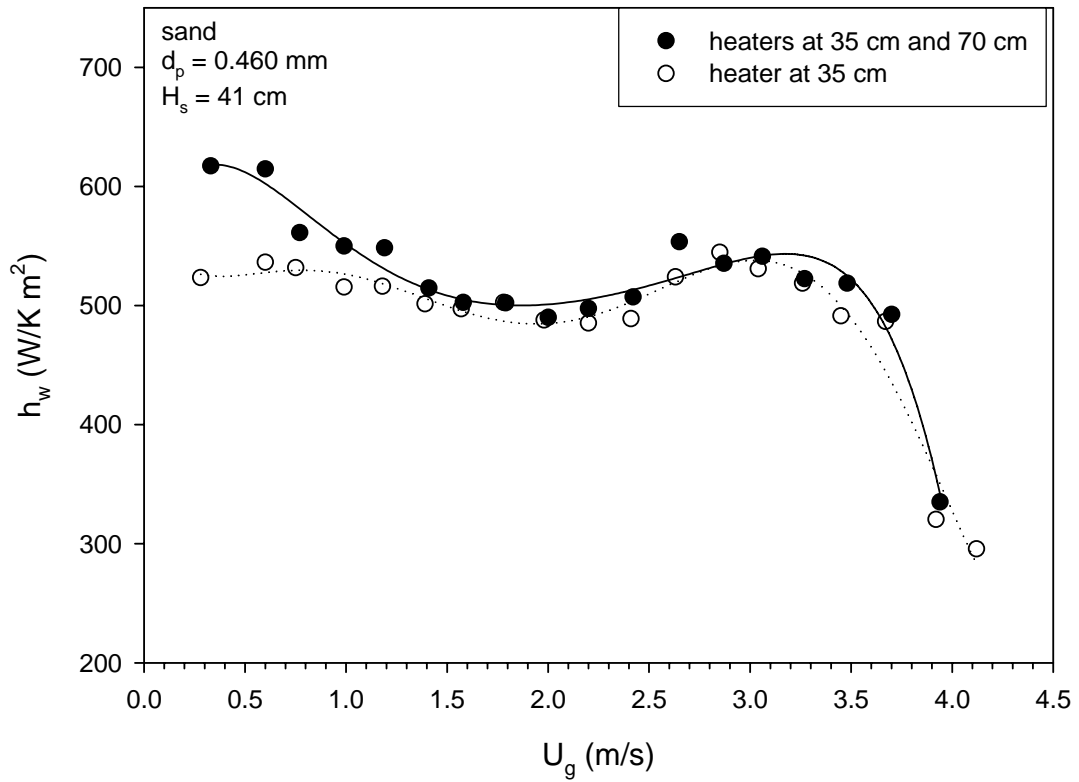


Fig. 4-14. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

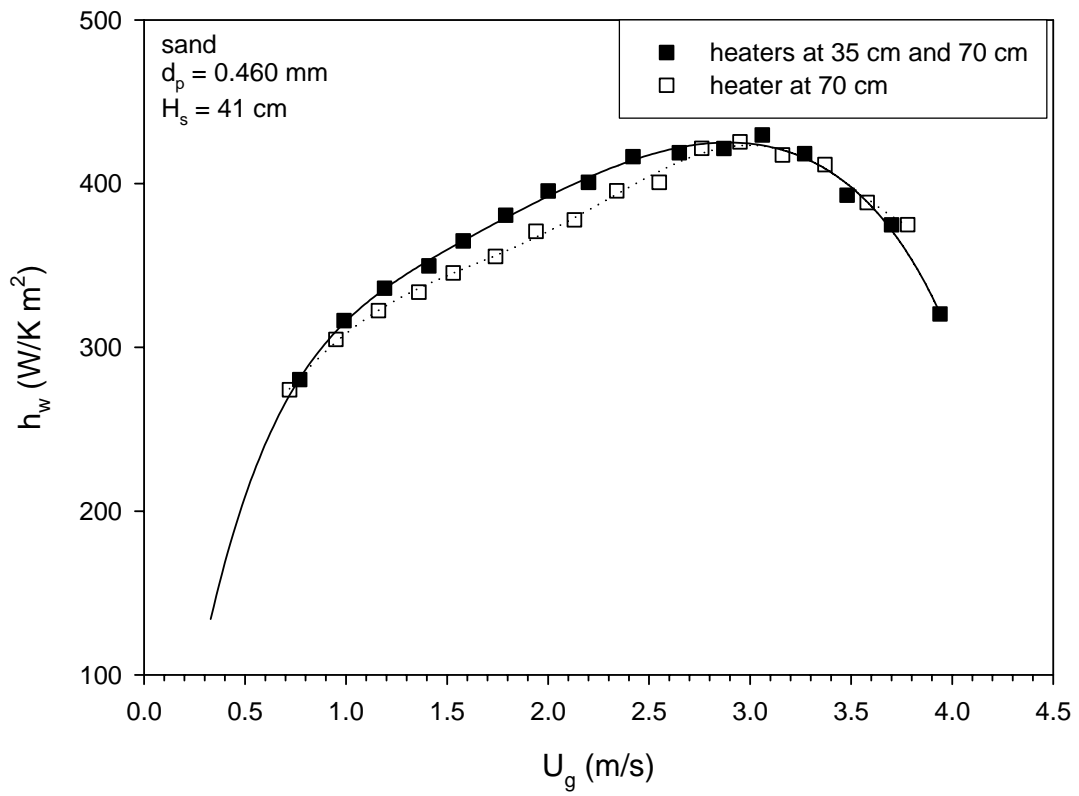


Fig. 4-15. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

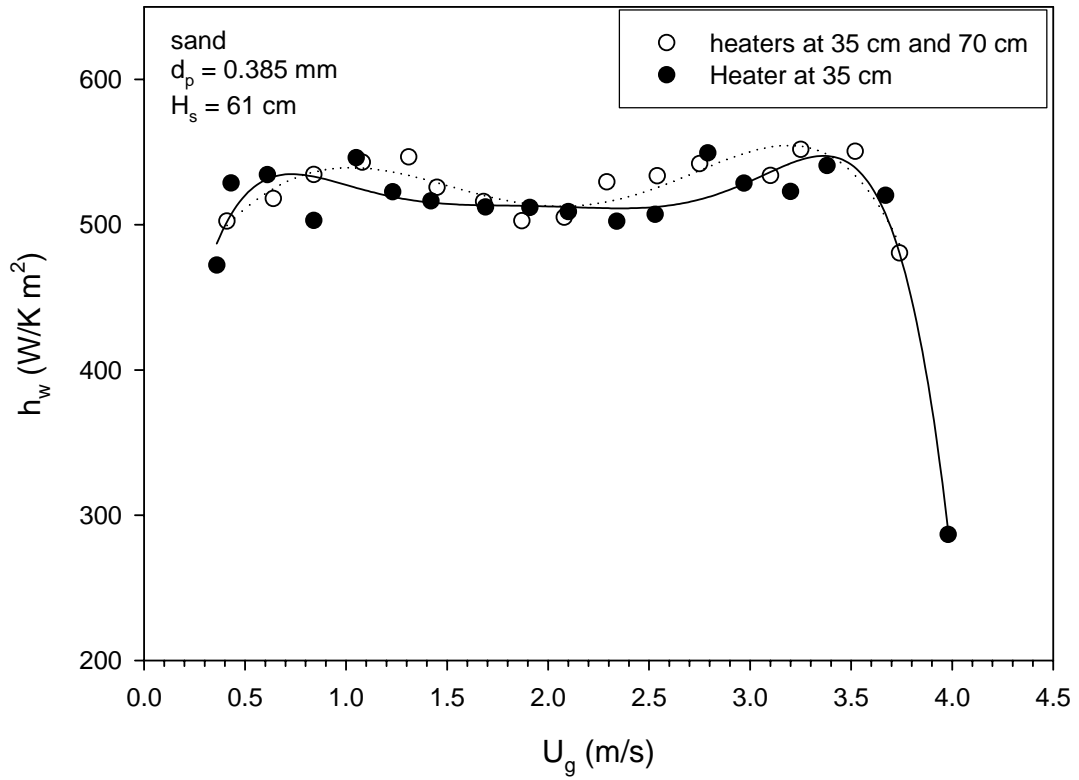


Fig. 4-16. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

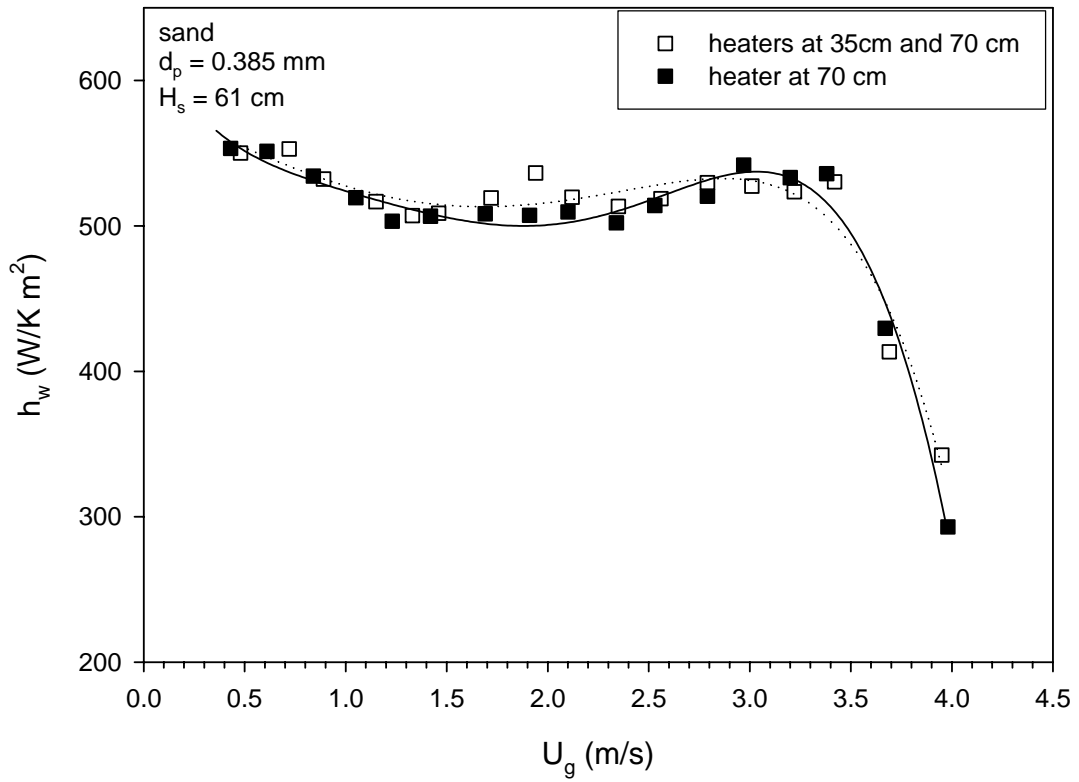


Fig. 4-17. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

差異，故本實驗不論以單一位置加熱或是雙位置同時加熱，量測所得的床-壁間熱傳係數幾乎一致。

4-2-3 床-壁間熱傳係數和靜床高之關係

由 Fig. 4-18 至 4-20 皆可發現靜床高度改變對分散板上方 35cm 處床-壁間熱傳係數影響不大，除了在粒徑 $460\mu\text{m}$ (見 Fig. 4-20)且氣體表面速度為 1.2m/s 以下時，較低之靜床高度似乎將形成較大的熱傳係數。實驗結果顯示，即使從靜床高度 41cm 增加到 71cm，熱傳係數差值約在 50 W/K m^2 以內，這樣的數值大小有可能是實驗操作所造成的誤差。靜床高 H_s 對分散板上方 35cm 處床-壁間熱傳係數的影響不大，這一部分和 Canada and Mclaughlin (1978)認為靜床高度對熱傳係數影響不大的看法一致。

實驗結果顯示在粒子粒徑 $460\mu\text{m}$ 時，且較小的氣體表面速度時 (1.20m/s 以下)，靜床高度較低者有較大的床-壁間熱傳係數，因為當時熱傳探針上方之粒子會因氣體表面速度之增加，而增加其周圍粒子濃度。但是對較高靜床高度(61cm, 71cm)而言，增加氣體表面速度反而會因此降低熱傳探針表面粒子濃度，故有較低的床-壁間熱傳係數出現。

Fig. 4-21 至 4-23 可發現分散板上方 70cm 處床-壁間熱傳係數隨靜床高度的增加而變大，但床-壁間熱傳係數的增加量隨靜床高度的

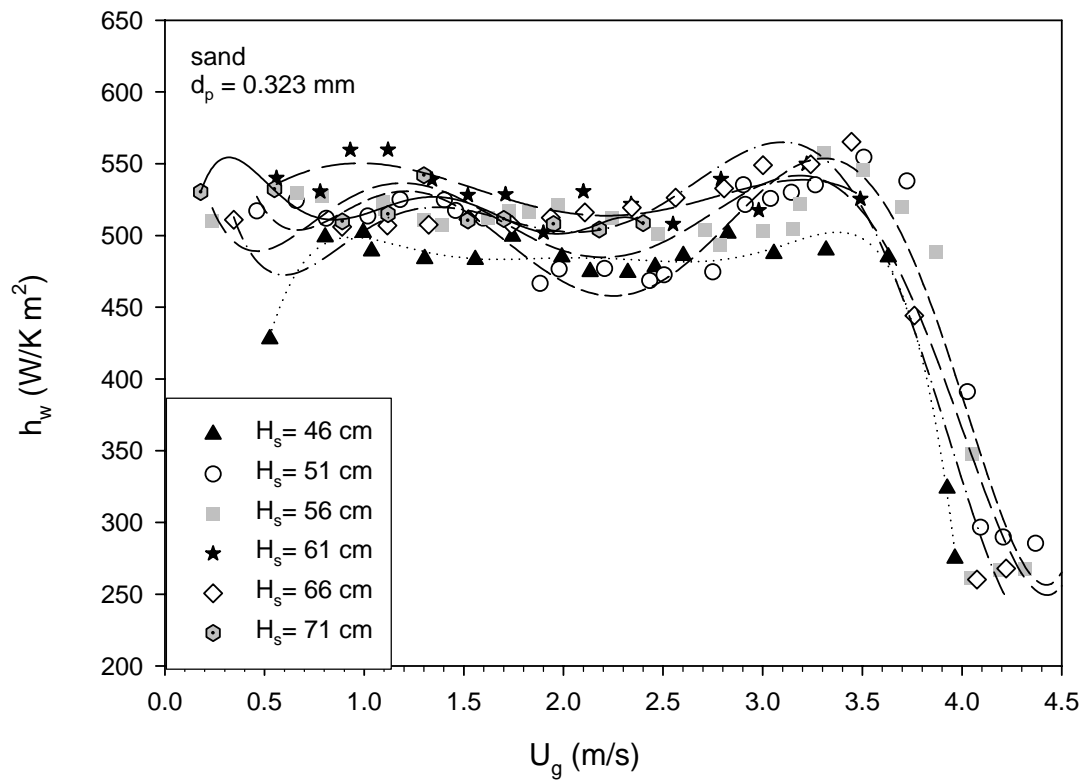


Fig. 4-18. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

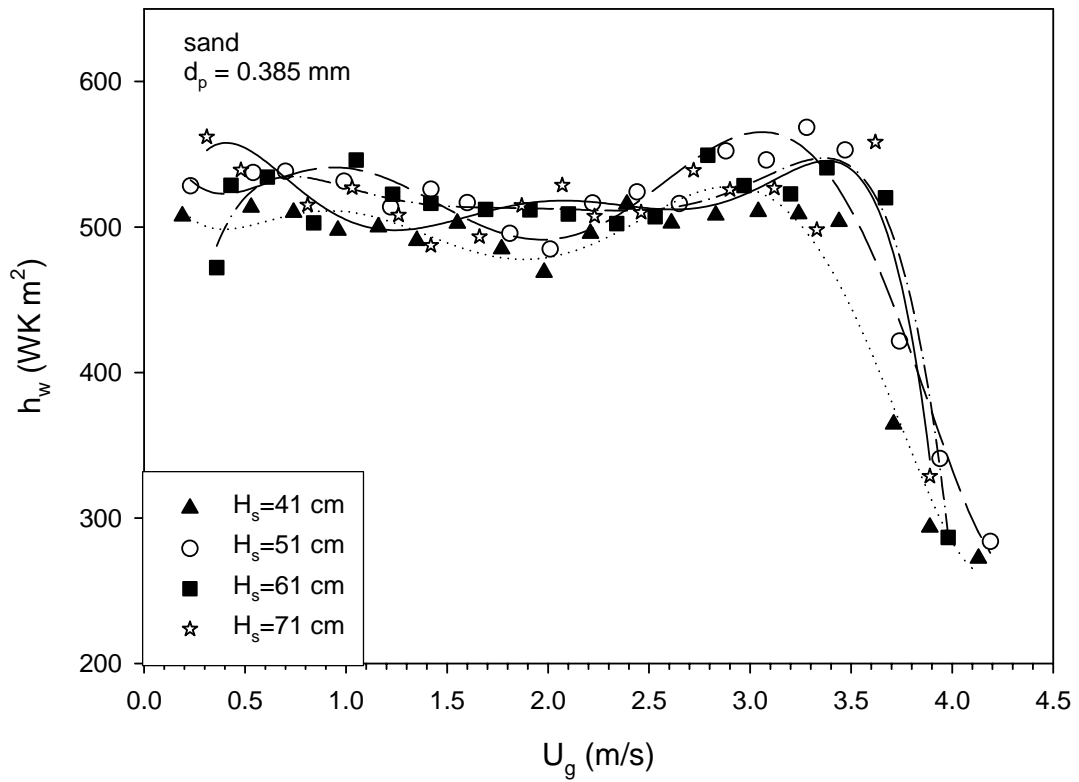


Fig. 4-19. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

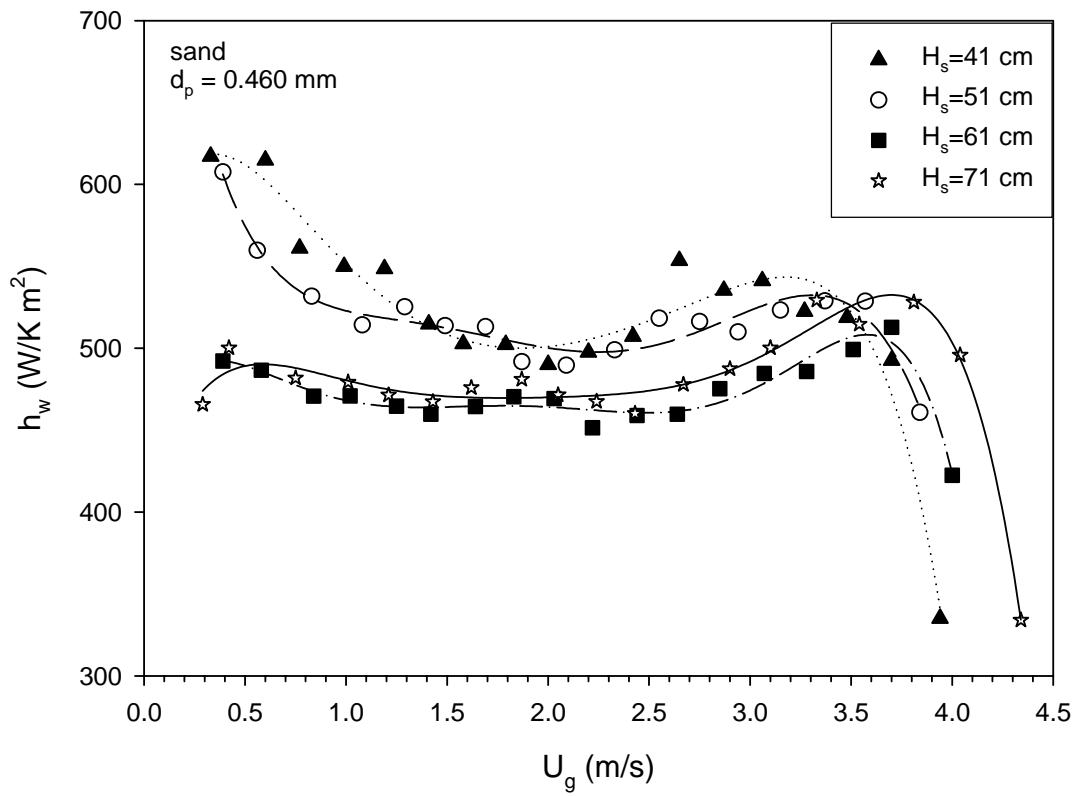


Fig. 4-20. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

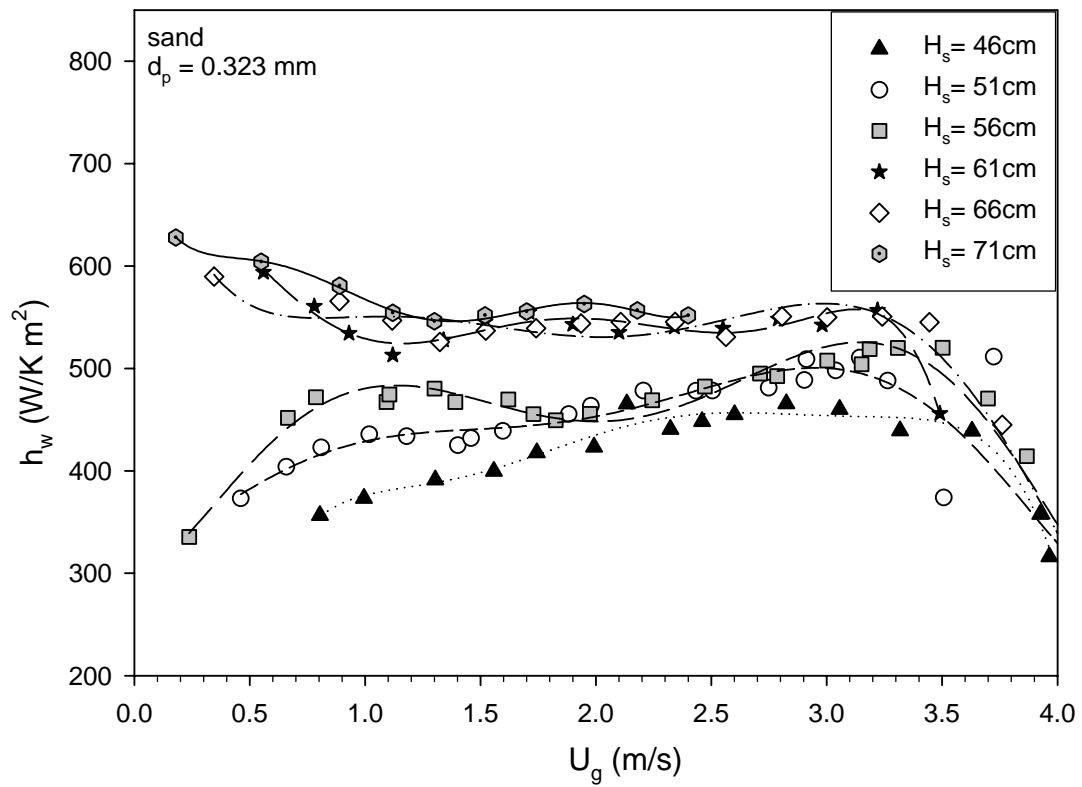


Fig. 4-21. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

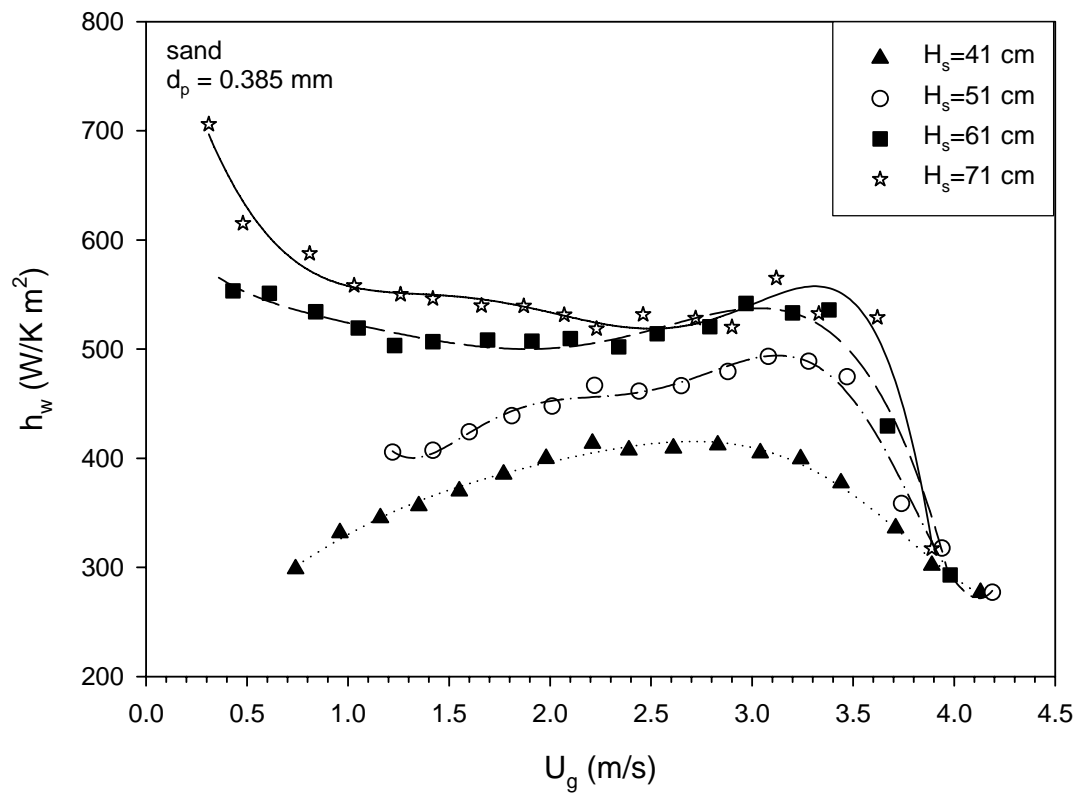


Fig. 4-22. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

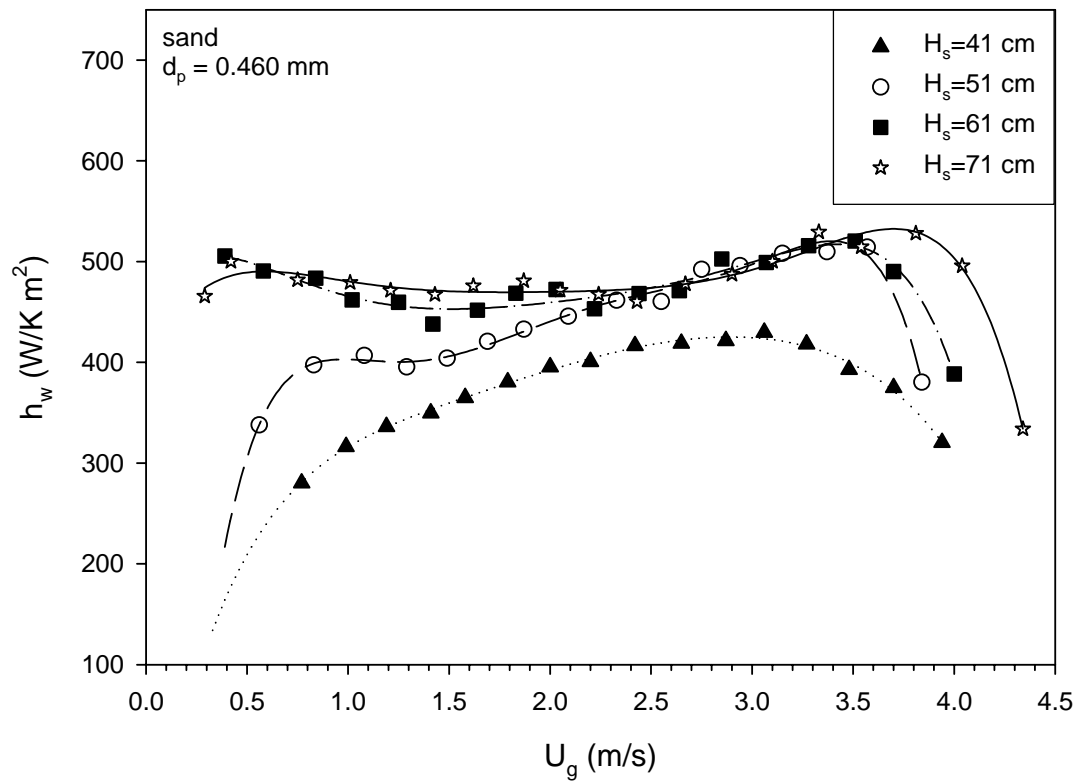


Fig. 4-23. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

增加而變小。當靜床高達特定高度後，靜床高對分散板上方 70cm 處之床-壁間熱傳係數的影響也不大，如同靜床高對分散板上方 35cm 處之床-壁間熱傳係數的影響甚小一樣。以 Fig. 4-21 為例，靜床高度從 46cm 增加到 61cm，都可以發現床-壁間熱傳係數隨靜床高度的增加而變大；但靜床高度從 61cm 增加到 71cm，床-壁間熱傳係數受靜床高度的影響卻不大。

以床內固體粒子濃度的觀點來看，分散板上方 70cm 處在靜床高度較低時為床內固體粒子濃度較低的稀相區，此區域內的固體粒子濃度將隨著靜床高度的增加而變大，使得粒子對流所造成的熱傳通量增加，故床-壁間熱傳係數也因此增加。若持續增加床內的靜床高度，將使分散板上方 70cm 處成為床內固體粒子濃度較高的濃相區。濃相區內的固體粒子濃度受靜床高度的影響不大，這時候增加靜床高度並無法大幅增加濃相區內的固體粒子濃度，所以床-壁間熱傳係數受靜床高度的影響性不大，也如同分散板上方 35cm 處床-壁間熱傳係數的量測結果。從 Fig. 4-1 至 4-4 亦可發現靜床高度對分散板上方 30cm 及 40cm 處的相對壓力擾動影響較小；靜床高度對分散板上方 65cm 及 70cm 處的相對壓力擾動影響較大，但影響性將隨靜床高度的增加而變小。

由 Fig. 4-18 至 4-23 中也可發現，隨著氣體表面速度的增加，在

不同靜床高度下的床-壁間熱傳係數將會趨近於定值，直到床內進入快速床的流態後才會有床-壁間熱傳係數下降的現象，表示在氣體表面速度大於 U_c 時，由於氣體表面速度大到足以維持在熱傳探針表面有較均勻的固體粒子濃度，因此呈現接近相同的床-壁間熱傳係數。

從 Fig. 4-24 至 4-26 中可發現，在靜床高度較高的情形下，床-壁間熱傳係數的最小值 h_{\min} 不易發現，這和以床內壓力擾動平均振幅決定 U_c 時， U_c 會隨著靜床高度的增加而逐漸不明顯的情形相似，其原因為此時床中的流態轉變並不顯著(見 4-1-1)所造成的結果。此外，靜床高度較高也使得床-壁間熱傳係數的第一個最大值 $h_{\max 1}$ 在較小的氣體表面速度下提前出現，此乃因為靜床高度較高時，床內開始產生駐塞現象時所對應的氣體表面速度較小，故 $h_{\max 1}$ 所對應的氣體表面速度較小。

4-2-4 床-壁間熱傳係數和熱傳探針位置之關係

可從 Fig. 4-24 至 4-26 比較分散板上方 35cm 處和 70cm 處床-壁間熱傳係數之關係。圖中發現，在靜床高度較低時，位於分散板上方 35cm 處之床-壁間熱傳係數較大；隨著靜床高度的增加，位於分散板上方 35cm 處之床-壁間熱傳係數和 70cm 處之床-壁間熱傳係數間的差距將逐漸縮小，接著兩者大小將會相同，最後分散板上方 70cm 處之床-壁間熱傳係數將會較大。

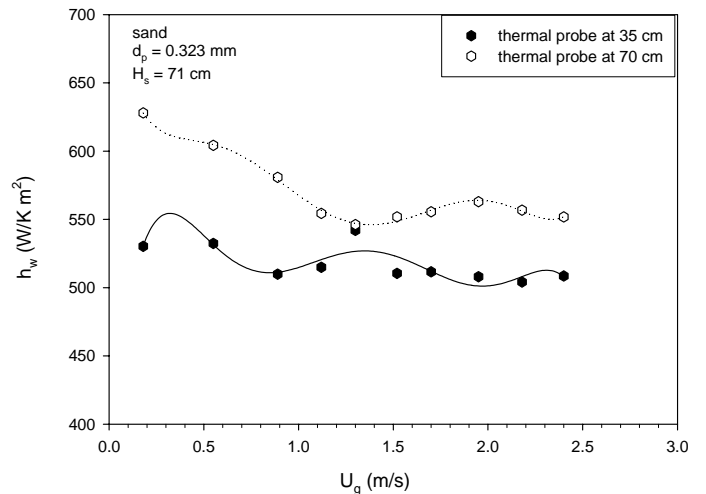
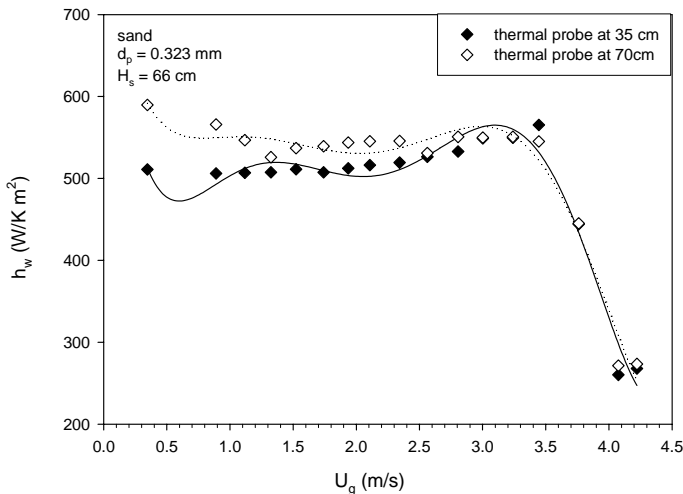
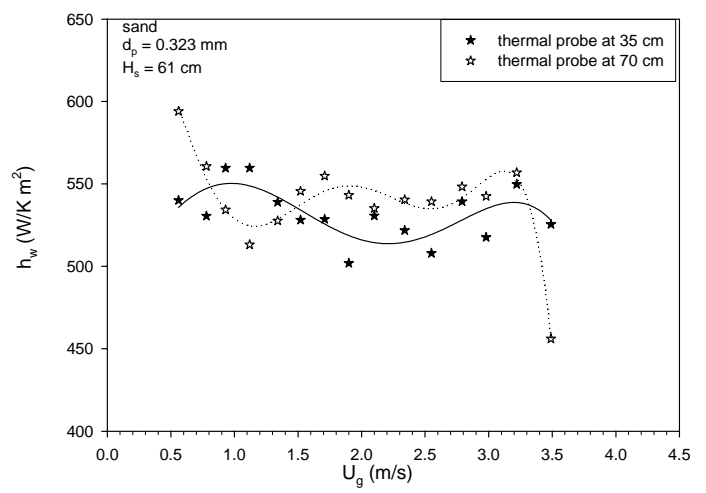
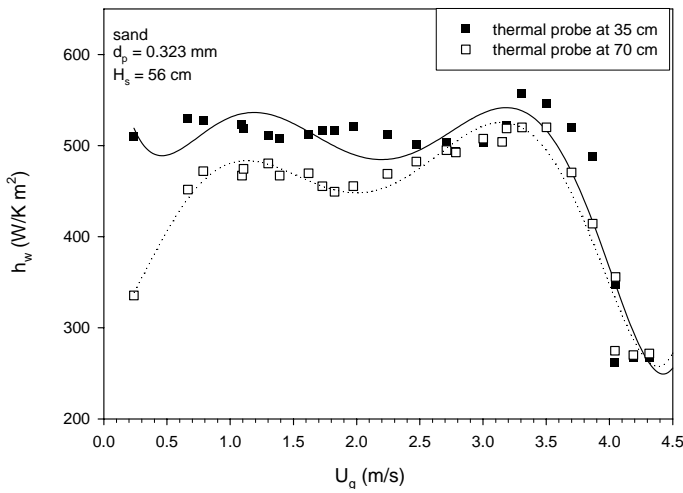
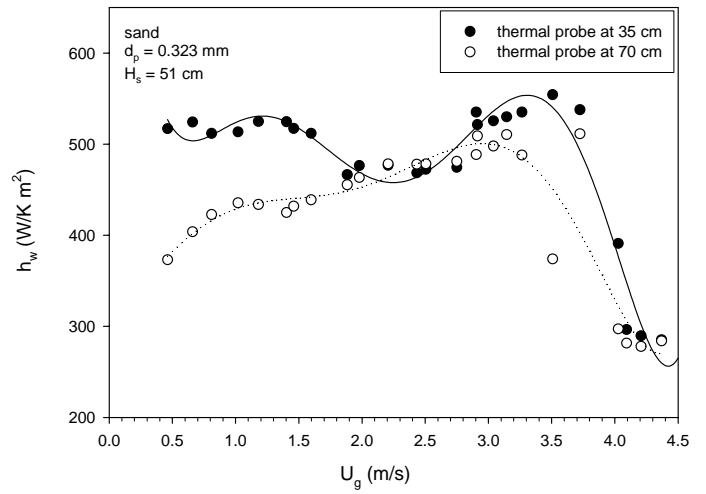
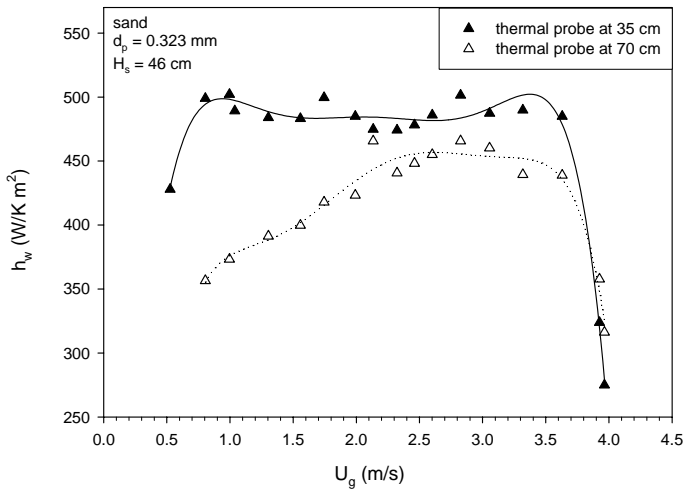


Fig. 4-24. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm, 70cm).

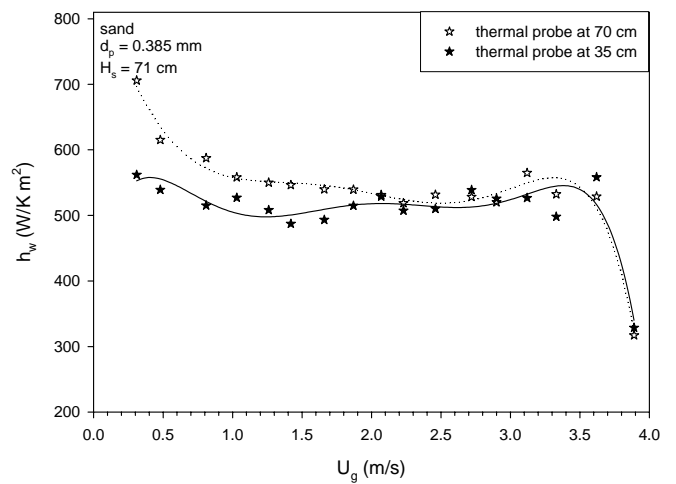
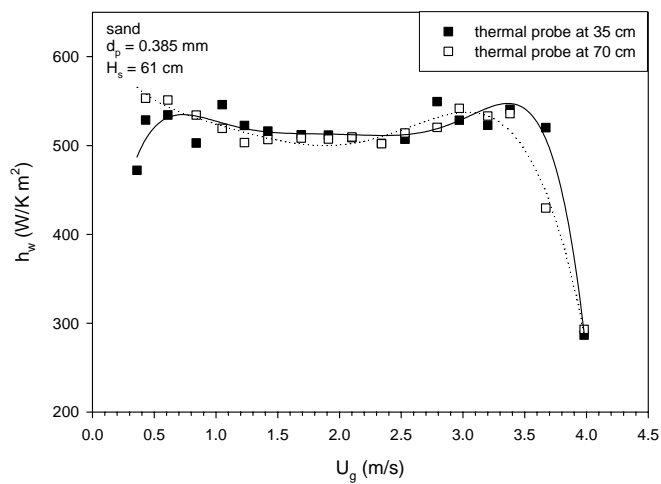
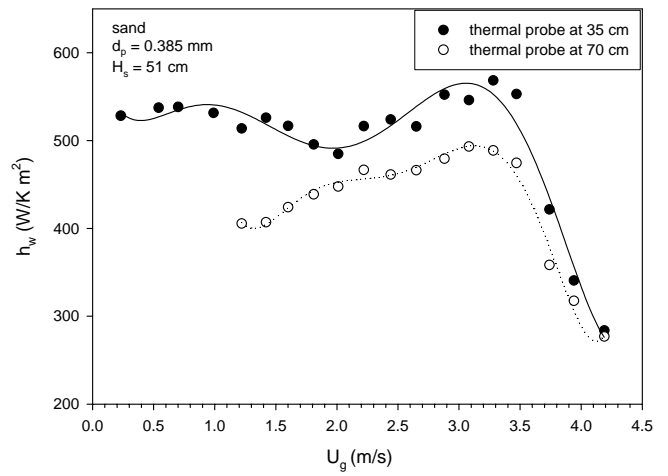
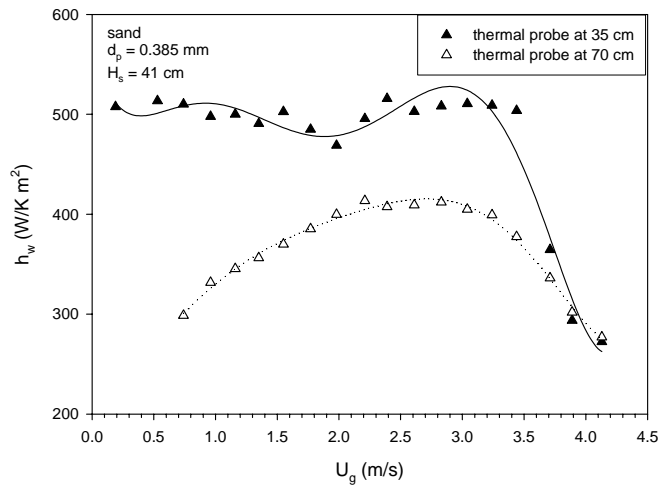


Fig. 4-25. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm, 70cm).

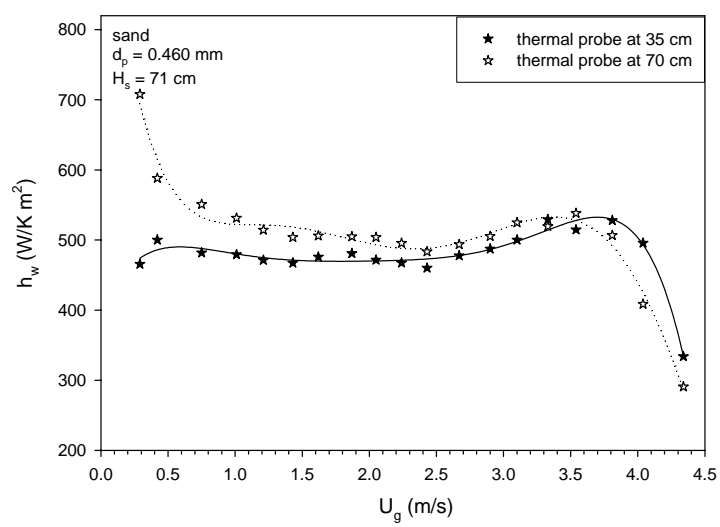
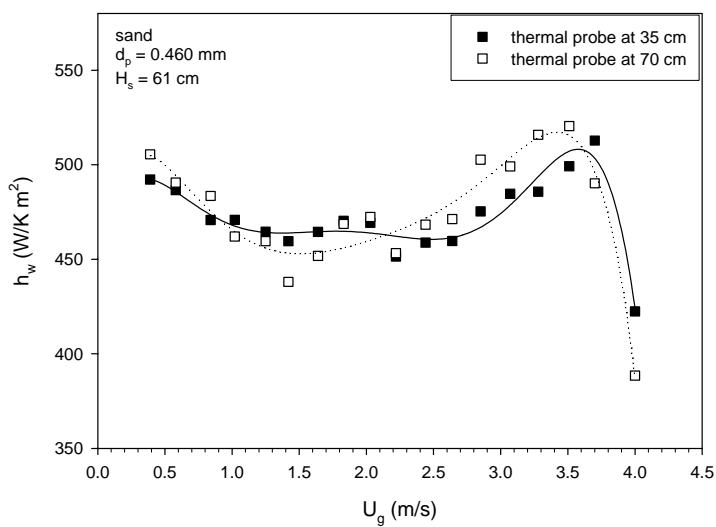
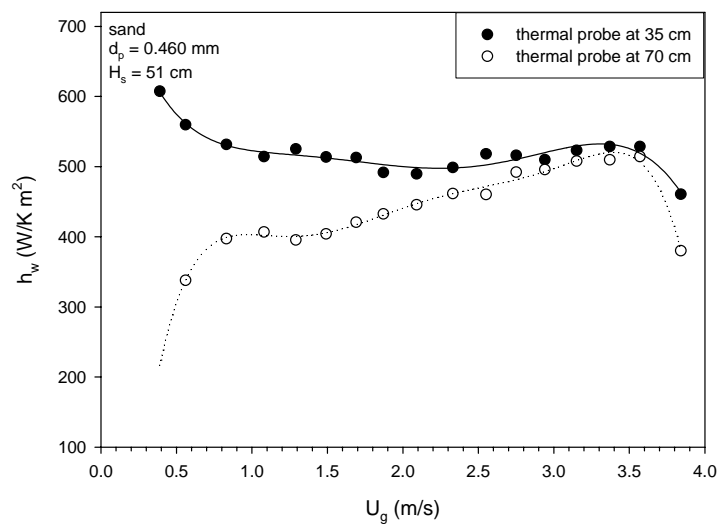
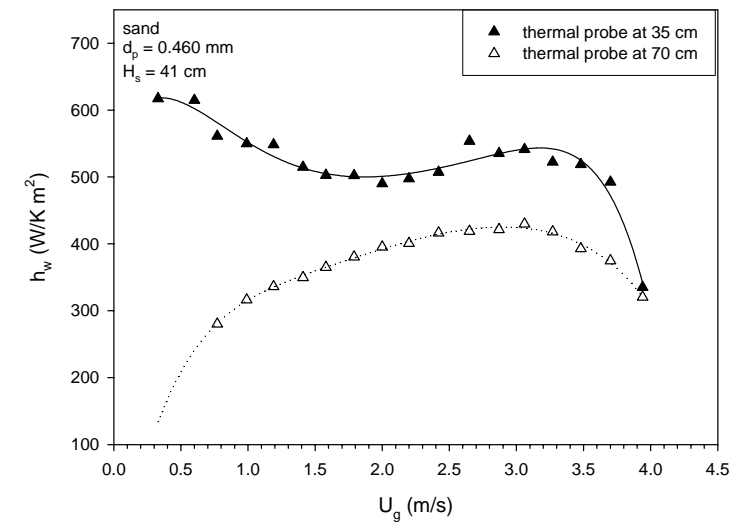


Fig. 4-26. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm, 70cm).

如同前面已討論過的結果(見 Fig. 4-5 和 4-9)，隨著靜床高的增加將使分散板上方 35cm 處和 70cm 處的床內固體粒子濃度逐漸接近，並且由觀察發現，床內濃相區的上方部份因為粒子除了向上運動的情形外，尚有粒子掉落至此區域，所以造成上方部分的粒子進出此區域更為頻繁。因此在較低靜床高度時，位於床內較下方之量測區域因為比床內較上方之量測區域有較高的固體粒子濃度，所以分散板上方 35cm 處之床-壁間熱傳係數 h_{down} 大於分散板上方 70cm 處之床-壁間熱傳係數 h_{up} 。而在較高靜床高度時， h_{down} 的量測區域和 h_{up} 的量測區域內的固體粒子濃度相當，但 h_{up} 量測區域內的固體粒子有較多向下運動的情形，使得粒子對流熱傳量大幅提升，故床-壁間熱傳係數因此提升，所以 h_{down} 小於 h_{up} 。這和 Looi et al. (2002) 實驗顯示，距離分散板越遠處的熱傳係數較高的結果相同。

從 Fig. 4-27 可發現不論靜床高度的不同使得 h_{down} 和 h_{up} 大小關係有所分別， h_{down} 和 h_{up} 兩者之差將隨著氣體表面速度的增加而縮小，也就是在氣體表面速度較高時，流體化床內軸向各位置的床-壁間熱傳係數將非常接近，其原因為紊流床和快速床內流態均一性 (uniformity) 高所造成的結果。

4-2-5 床-壁間熱傳係數和粒徑之關係

由 Fig. 4-28 至 4-31 中可發現在氣泡床到紊流床的區間，不論熱

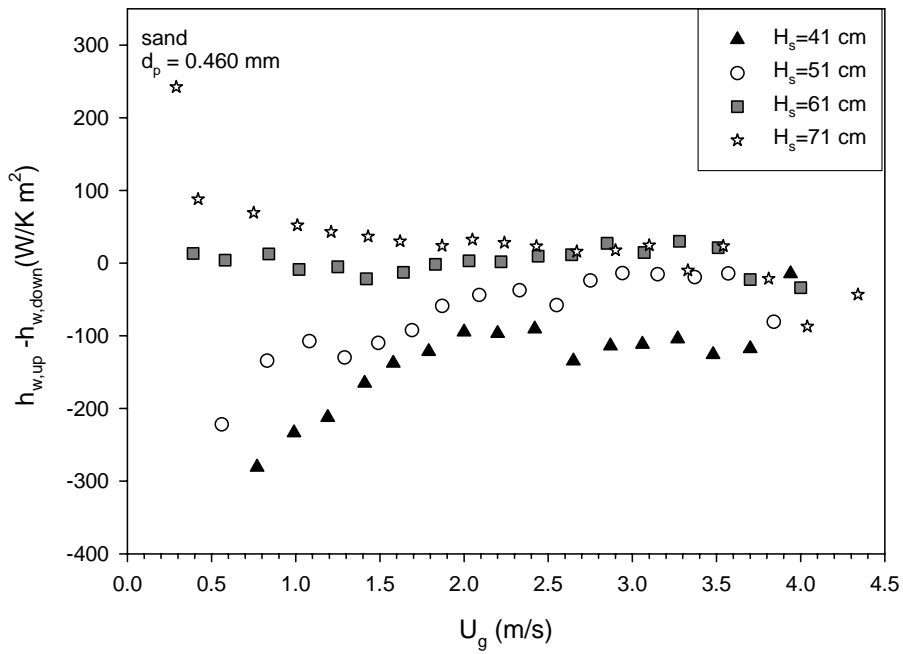
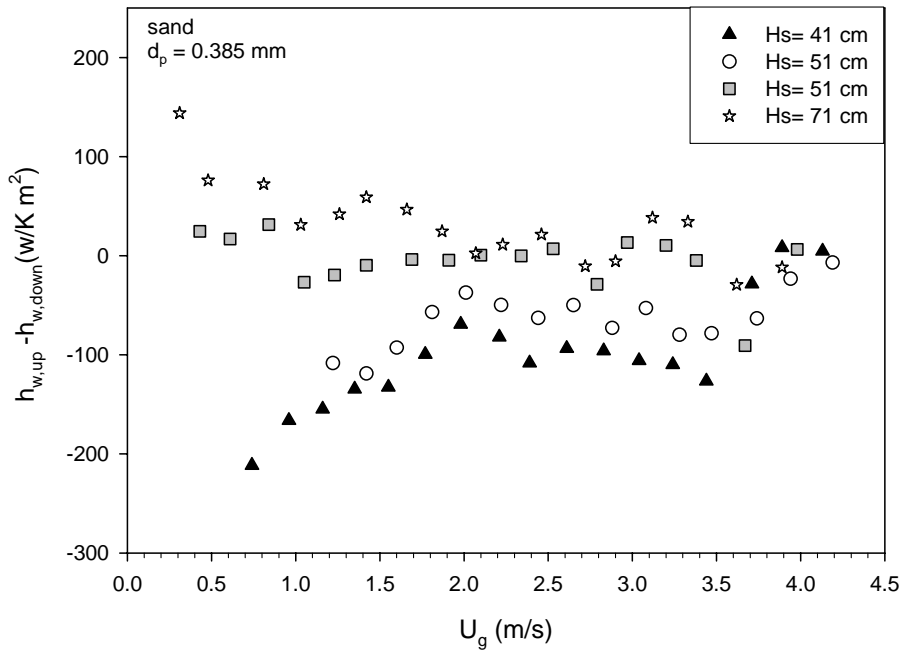


Fig. 4-27. $h_{up} - h_{down}$ vs. superficial gas velocity.

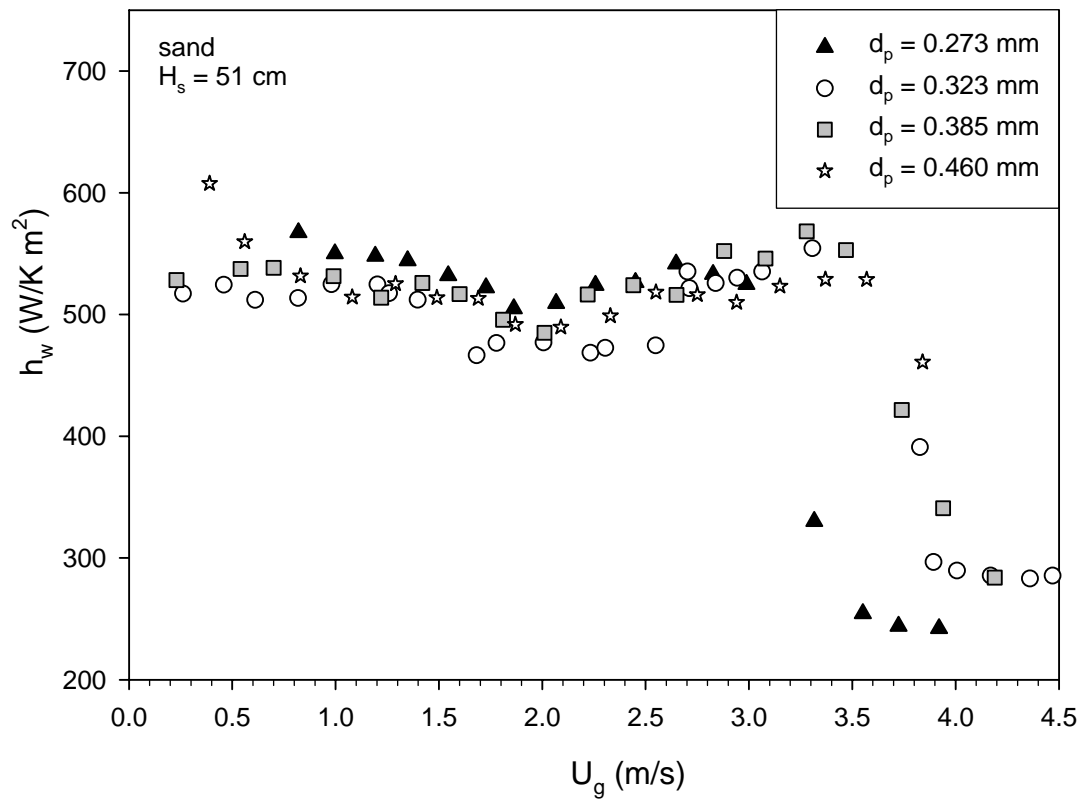


Fig. 4-28. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

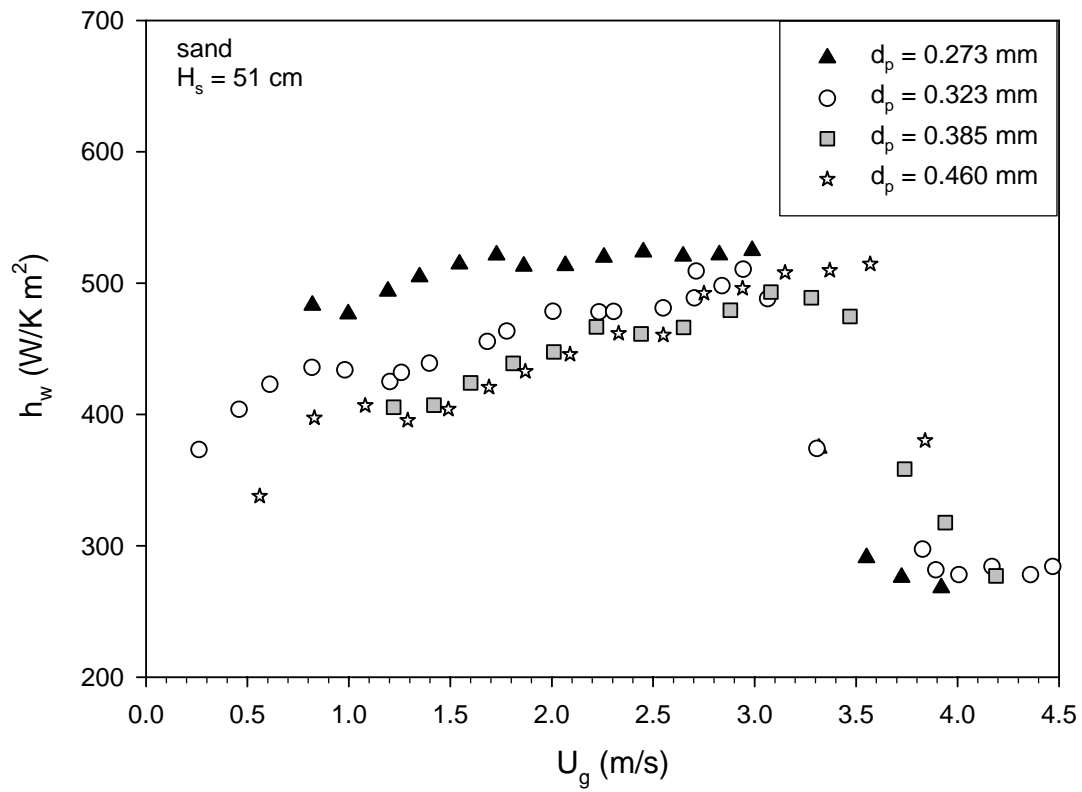


Fig. 4-29. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

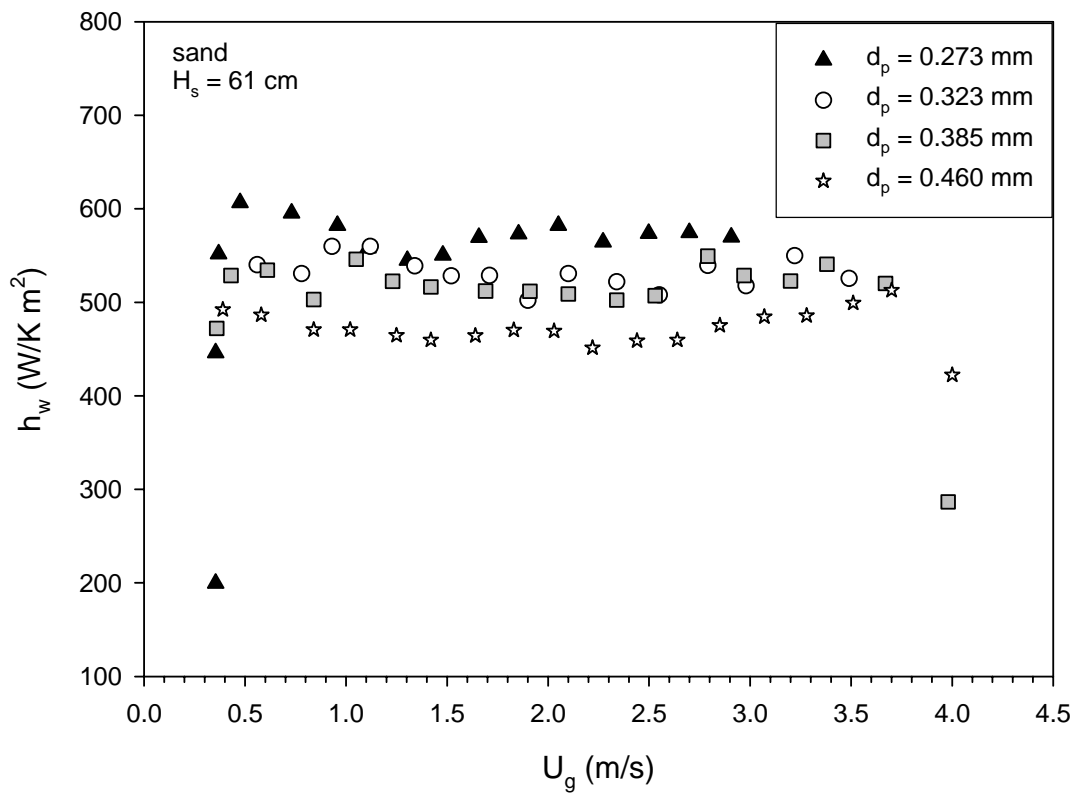


Fig. 4-30. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 35 cm).

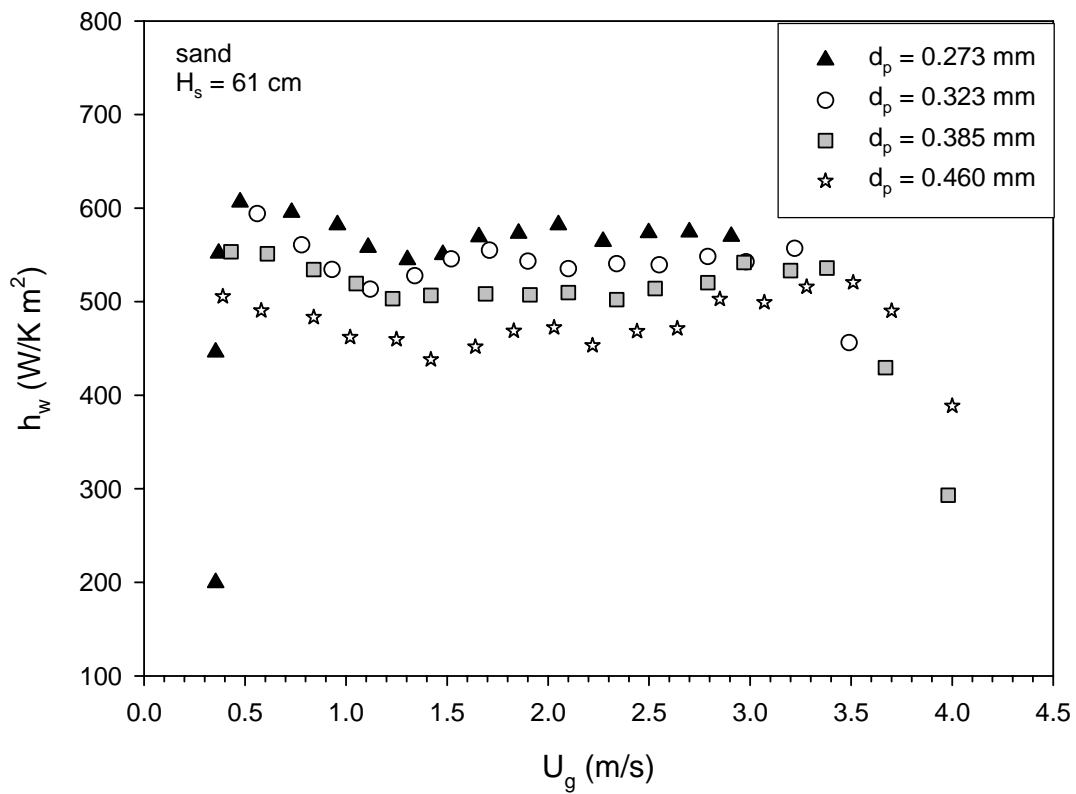


Fig. 4-31. Wall-to-bed heat transfer coefficient vs. superficial gas velocity (measuring position = 70 cm).

傳探針位置在床中何處，床-壁間熱傳係數隨粒子粒徑的減小而增加，這與 Baskakov et al. (1973)的研究結果相同。而在快速床的區間，床-壁間熱傳係數隨粒子粒徑的增加而增加。

Elliott et al. (1971)曾指出粒子對流熱傳係數隨粒徑減小而上升。根據 Molerus and Mattmann (1992)所提出的理論，B 類粒子的粒子對流熱傳與氣體對流熱傳同等重要，而且氣體對流熱傳隨氣體表面速度的變化不大。此外，較大粒徑粒子與熱傳面的接觸面積小，都是造成在氣泡床到紊流床的區間，床-壁間熱傳係數隨粒子粒徑的減小而變大的原因。而當床中流態為快速床區域時，小粒徑粒子的 U_k 較小而提早進入快速床區域，也就是床-壁間熱傳係數隨氣體表面速度增加而減小的情形會提早出現，造成此時粒子粒徑較小的床-壁間熱傳係數較小。

由床-壁間熱傳係數和熱傳探針位置之關係(如 Fig. 4-24 至 4-26)中發現，在特定靜床高度時將有 h_{down} 和 h_{up} 大小幾乎一致的情形。根據實驗結果，粒徑 $273\mu\text{m}$ 、 $323\mu\text{m}$ 、 $385\mu\text{m}$ 、 $460\mu\text{m}$ 所對應的特定靜床高度分別為 51cm 、 59cm 、 61cm 、 61cm ，顯示粒徑較大者其 h_{down} 和 h_{up} 大小相同時所對應的靜床高度較高。因為粒徑較大者之粒子對流熱傳係數較小，故必須在床內填裝更多的粒子，使得床內粒子濃度提高，才能讓 h_{up} 有效提升到和 h_{down} 大小相同的目標。

4-2-6 床-壁間熱傳係數與文獻的結果比較

Table 4-3 為本實驗結果和文獻所記載之實驗結果比較，其操作環境皆為在一大氣壓下，以砂為固體粒子，和以空氣為流體的操作方式。比較結果發現，縱使以相同壓力、粒子、流體的條件操作，所得流體化床的最大熱傳係數卻迥然相異。流體化床內的熱傳係數大小應與上升床內徑、熱傳面積大小、熱傳係數的量測方式等等的因素相關。

本實驗所得床-壁間熱傳係數比文獻的結果偏高，其原因可能如下：

1. 本實驗所用熱傳探針的熱傳面積較小，因此將會呈現較高的熱傳係數，這和 Van Heerden et al. (1953)有相同的結果。
2. 本實驗所用之熱傳探針跟上升床床壁切齊以減少和床內粒子撞擊的機率，故所得的床-壁間熱傳係數較高，這和 George and Grace (1982)的看法相同。

4-3 流態轉變對壓力擾動和床-壁間熱傳係數的影響

經由透明壓克力管製成的上升床可清楚觀察床內流態的轉變。隨著氣體表面速度的增加，粒子被氣體拖曳而產生運動的行為後，產生氣體從小氣泡聚集成大氣泡的現象，床內的流態可定為氣泡床 (bubbling fluidized bed)。氣泡床內的氣泡聚集現象將隨著氣體表面速度的增加而頻繁，因而產生使床內駐塞的塊泡現象(slugging)。

Table 4-3. Comparison of experimental values of h_{\max} .

authors	particle	particle diameter (μm)	heat transfer surface (mm^2)	h_{\max} (W/K m^2)	heat transfer surface
Wicke and Fetting (1954)	sand	310	-	380	vertical immersed tube
Al-Busoul and Abu-Zaid (2000)	sand	227	2642.08	460	spherical heater
Rasouli et al. (2005)	sand	200	2356.19	380	horizontal tube
		200	2805.58	280	
		307	2356.19	320	
		307	2805.58	220	
this work*	sand	273	490.87	611	wall
		323	490.87	597	wall
		385	490.87	543	wall
		460	490.87	502	wall

* $H_s = 61$ cm, heater position = 70 cm.

當氣體表面速度達到 U_c 後，隨著氣體表面速度的增加將使得床內駐塞的塊泡逐漸破裂，使得上升床內軸向的均一性良好，在床內不同高度的粒子濃度相近。因為床內氣泡的減少，使得壓力擾動到達最大值後開始下降。原本的塊泡現象使得床內熱傳效果不佳，而當床-壁間熱傳係數到達最小值（對應的氣體表面速度為 U_c ）後，因氣泡接觸熱傳面之情形改善而開始提升。因此可將此時床內的流態區分為和氣泡床相異的紊流床(turbulent fluidized bed)， U_c 為紊流床的起始表面速度，這和 Jin et al. (1986)、Lee and Kim (1988)、Sun and Chen (1989)、Chehbouni et al. (1994) 等人認為氣泡床會經 U_c 進入到紊流區的看法相同。

當氣體表面速度達到 U_k 後，此時氣體將粒子大量且快速地帶離上升床，由於床壁之粒子濃度降低使得床內接近可透光的狀態。壓力擾動下降到齊平點時，因為粒子的低濃度使得壓力擾動緩慢下降。當床-壁間熱傳係數到達第二個最大值(對應的氣體表面速度為 U_k)後，因熱傳面接觸的粒子數量大幅減少使得床-壁間熱傳係數開始變小。因此可將此時床內的流態區分為和紊流床相異的快速床(fast fluidized bed)， U_k 為紊流床的終止表面速度和快速床的起始表面速度。Mori et al. (1988)也曾指出壓力擾動的齊平點(第二個 U_k)可代表紊流床的結束。吾人以壓力擾動量測的方式不一定能得到明確的 U_k (可能和靜床

高及壓力探針量測位置有關)，但由壓力擾動和床-壁間熱傳係數的比較可證實 U_k 為紊流床的終止速度。

綜合以上觀察，本實驗結果顯示 U_c 和 U_k 為紊流床起始和終止的觀察指標。

五、結論

本實驗是在內徑 0.108m、高 5.76m、頂端接有高 1.5m 擴大管的流體化床中，使用 Geldart B 類粒子進行流體化床實驗。於分散板上 35cm 處和 70cm 處以熱傳探針量測床-壁間熱傳係數，同時搭配床內壓力擾動振幅訊號的擷取，觀察流體化床中流態轉變以及床-壁間熱傳係數的變化，得到以下結論：

(A) 在流態轉變方面：

1. 觀察床內流態之轉變和壓力擾動和床-壁間熱傳係數的變化，可將 U_c 作為氣泡床的終止速度和紊流床的起始速度， U_k 作為紊流床的終止速度和快速床的起始速度。壓力擾動量測的方式不一定能得到明確的 U_c 和 U_k ，但由壓力擾動和床-壁間熱傳係數的比較可證實 U_c 和 U_k 為紊流床的起始速度和終止速度。

(B) 在壓力擾動方面：

1. 以相對壓力擾動平均振幅或絕對壓力擾動平均振幅對氣體表面速度作圖的方式可得到 U_c ，但 U_c 會隨著靜床高度的增加而逐漸不明顯。

2. 以相對壓力擾動平均振幅或絕對壓力擾動平均振幅對氣體表面速度作圖的方式皆有可能得到 U_k 。 U_k 不如 U_c 較易判斷，並非每次實驗皆可得到 U_k 。

3. 靜床高度較低時，床中下方處的壓力擾動振幅較大；靜床高度較高時，床中上方處因粒子濃度提升且粒子的運動更為複雜，使得床中上方處的壓力擾動振幅有可能大於床中下方處。

(C)在床-壁間熱傳係數方面：

1. 隨著氣體表面速度的增加，熱傳接觸面之粒子快速更新使得床-壁間熱傳數因此增加至 $h_{\max 1}$ ，接著床內氣泡聚集的駐塞現象使床-壁間熱傳係數降低至 h_{\min} ，之後塊泡和駐塞現象逐漸消失使床-壁間熱傳係數上升至 $h_{\max 2}$ ，最後因床內粒子濃度的大幅降低而讓床-壁間熱傳係數因此變小。故床-壁間熱傳係數隨著氣體表面速度之變化呈現 M 型曲線，其中 h_{\min} 和 $h_{\max 2}$ 處所對應之氣體表面速度與由壓力擾動量測所得的 U_c 和 U_k 相近。但靜床高度較高、熱傳探針位置偏高都將造成床內駐塞現象提早出現，和氣泡床及紊流床間之流態轉變不顯著，使得 $h_{\max 1}$ 和 h_{\min} 不易觀察。

2. 本實驗以床中單一位置或雙位置同時加熱，所得的床-壁間熱傳係數幾乎一致。

3. 床中下方處的床-壁間熱傳係數 h_{down} 受靜床高的影響不大；床中上方處的床-壁間熱傳係數 h_{up} 隨靜床高度的增加而變大，但 h_{up} 的增加量將隨靜床高度的增加而變小，最後 h_{up} 受靜床高的影響也不大。

4. 靜床高度較低時， h_{down} 大於 h_{up} ；靜床高度較高時，如同床

中上方處壓力擾動振幅大於床中下方處，床中上方處有較多向下運動的粒子，使得 h_{down} 小於 h_{up} 。隨著氣體表面速度的增加， h_{down} 和 h_{up} 之差將因此而縮小。

5. 在氣泡床和紊流床的流態中，床-壁間熱傳係數隨粒子粒徑的減小而增加。但小粒徑粒子其床-壁間熱傳係數隨氣體表面速度的增加而變小的情形將提前出現，故氣體表面速度較高時，有可能床-壁間熱傳係數隨粒子粒徑的減小而變小。

6. 改變靜床高度的實驗中發現，大粒徑粒子在 h_{down} 和 h_{up} 大小相同時，其所對應的靜床高度較高。

7. 吾人於紊流流域量取到床-壁間熱傳係數之範圍為： $d_p = 273\mu\text{m}$ ， $h_w = 462 \sim 578 \text{ W/m}^2\text{K}$ ； $d_p = 323\mu\text{m}$ ， $h_w = 495 \sim 558 \text{ W/m}^2\text{K}$ ； $d_p = 385\mu\text{m}$ ， $h_w = 472 \sim 571 \text{ W/m}^2\text{K}$ ； $d_p = 460\mu\text{m}$ ， $h_w = 362 \sim 563 \text{ W/m}^2\text{K}$ 。床-壁間熱傳係數將因靜床高、熱傳探針位置、和氣體表面速度等變因的不同，而有所差別。

8. 本實驗以表面積較小之床-壁做為熱傳表面，故所得床-壁間熱傳係數較多數文獻記載之結果為大。

六、符號說明

$\overline{\text{Amp}}$	mean amplitude of pressure fluctuations	[Pa]
A_w	area of vessel wall or heat transfer surface	[m ²]
C_{ps}	specific heat capacity of solid	[J/kg K]
D_{bed}	bed diameter	[m]
d_p	mean particle diameter	[m]
g	gravitational acceleration	[m/s ²]
H_p	height of probe position	[m]
H_L	limiting bed height where coalescence is complete and a stable slug spacing achieved	[m]
H_s	static height of bed	[m]
h	heat transfer coefficient	[W/m ² K]
h_{down}	heat transfer coefficient between wall and bed in lower section	[W/m ² K]
h_{gc}	gas convective heat transfer coefficient	[W/m ² K]
h_{max}	maximum heat transfer coefficient	[W/m ² K]
h_{max1}	the first maximum heat transfer coefficient	[W/m ² K]
h_{max2}	the second maximum heat transfer coefficient	[W/m ² K]
h_{min}	minimum heat transfer coefficient	[W/m ² K]
h_{pc}	particle convective heat transfer coefficient	[W/m ² K]

h_{up}	heat transfer coefficient between wall and bed in upper section	$[W/m^2 K]$
h_w	heat transfer coefficient between wall and bed	$[W/m^2 K]$
h_{wc}	convective heat transfer coefficient between wall and bed	$[W/m^2 K]$
h_{wr}	radiant heat transfer coefficient between wall and bed	$[W/m^2 K]$
k	thermal conductivity of the thermal probe	$[W/m K]$
k_g	thermal conductivity of fluid	$[W/m K]$
L_h	length of heat transfer surface	$[m]$
l	length of heat transfer area	$[m]$
l_l	laminar flow length scale	$[m]$
l_t	turbulent flow length scale	$[m]$
N	number of sample points	$[-]$
\bar{P}	mean pressure	$[Pa]$
P_i	pressure of point i or time i	$[Pa]$
Pr	Prandtl number	$[-]$
ΔP	pressure drop	$[Pa]$
Q	heat transfer rate	$[J/s]$
q_{gc}	heat flux due to the effect of gas convection	$[W/m^2]$
q_{pc}	heat flux due to the effect of particle convection	$[W/m^2]$
q_r	heat flux due to the effect of radiation	$[W/m^2]$
q_t	total heat flux	$[W/m^2]$

T	temperature in the thermal probe	[K]
T_b	temperature of the bed	[K]
T_{b1}	temperature in lower section of the bed	[K]
T_{b2}	temperature in upper section of the bed	[K]
T_w	temperature of the wall	[K]
ΔT	mean temperature difference between fluidized bed and exchange surface with height L_h	[K]
U	dimensionless excess gas velocity	[-]
U_c	superficial gas velocity at maximum amplitude of pressure fluctuations	[m/s]
U_g	superficial fluid velocity	[m/s]
U_k	superficial gas velocity at which pressure fluctuations level off	[m/s]
U_{mf}	minimum fluidization velocity	[m/s]
U_{opt}	superficial gas velocity for maximum heat transfer coefficient	[m/s]
U_t	terminal velocity	[m/s]
U_{tave}	terminal velocity of average particle size	[m/s]
U_{tmin}	terminal velocity of minimum particle size	[m/s]
U_{tr}	transport velocity	[m/s]
X	distance from heat transfer surface on the thermal probe	[m]

Greek Symbol

μ	fluid viscosity	[kg/m s]
ρ_g	fluid density	[kg/m ³]
ρ_p	particle density	[kg/m ³]

七、参考文献

Al-Busoul, M. and M. Abu-Zaid, "Prediction of Heat Transfer Coefficient between Immersed Surfaces and Fluidized Beds", *Int. Comm. Heat Mass Transfer*, 27, 549-558 (2000).

Andersson, B. A., "Effects of Bed Particle Size on Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed Boilers", *Powder Technol.*, 87, 239-246 (1996).

Avidan, A. A. and J. Yerushalmi, "Bed Expansion in High Velocity Fluidization", *Powder Technol.*, 32, 223-232 (1982).

Baerg, A., J. Klassen and P. E. Gisher, *Can. J. Res.*, F28, pp. 287(1950). Cited by Botterill, J. S. M., "Fluid-Bed Heat transfer", Academic Press, New York, NY (1975).

Baeyens, J. and D. Geldart, "An Investigation into Slugging Fluidized Beds", *Chem. Eng. Sci.*, 29, 255-265 (1974).

Bartholomew, R. N. and D. L. Katz, "Heat Transfer from the Wall of a Tube to the Fluidized Bed", *Chem. Eng. Prog. Sym. Ser.*, 48, 3 (1952). Cited by Zabrodsky, S. S., "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds", M.I.T. Press, Cambridge, MA (1966).

Baskakov, A. P., B. V. Berg, O. K. Vitt, N. F. Filippovsky, V. A. Kirakosyan, J. M. Goldobin and V. K. Maskaev, "Heat Transfer to Objects Immersed in Fluidized Beds", *Powder Technol.*, 8, 273-282 (1973).

Bi, H. T. and J. R. Grace, "Effect of Measurement Method on the Velocities Used to Demarcate the Onset of Turbulent Fluidization", *Chem. Eng. J.*, 57, 261-271 (1995).

Bi, H. T. and L. S. Fan, "Existence of Turbulent Regime in Gas-Solid Fluidization", *AIChE J.*, 38, 297-301 (1992).

Bi, H. T., N. Ellis, I. A. Abba and J. R. Grace, "A State-of-the-Art Review of Gas-Solid Turbulent Fluidization", *Chem. Eng. Sci.*, 55, 4789-4825 (2000).

Botterill, J. S. M., Y. Teoman and K. R. Yuregir, "Temperature Effects on the Heat Transfer Behaviour of Gas Fluidized Beds", *AIChE Sym. Ser.*, 77(208), 330-340 (1981).

Brereton, C. M. H. and J. R. Grace, "The Transition to Turbulent Fluidization", *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 70, 246-251 (1992).

Canada, G. S. and M. H. Mclaughlin, "Large Particle Fluidization and Heat Transfer at High Pressures", *AIChE Sym. Ser.*, 74(174), 27-37 (1978).

Chehbouni, A., J. Chaouki, C. Guy and D. Klvana, "Characterization of the Flow Transition between Bubbling and Turbulent Fluidization", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 33, 1889-1898 (1994).

Ciborowski, J., "Zagadnienia Ciepłne Procesu Fluidyzacji", *Przegl. Chem.*, 7, 1 (1949). Cited by Zabrodsky, S. S. "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds" M.I.T Press, Cambridge, MA (1966).

Ciborowski, J., "O Przenoszeniu Ciepław Procesie fluidizacji", *Przem. Chem.* 6, 743(1958). Cited by Zabrodsky, S. S. "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds" M.I.T Press, Cambridge, MA (1966).

Colburn, A. P., "Heat Transfer and Pressure Drop in Empty, Baffled and Packed Tubes", *Ind. Eng. Chem.*, 23, 910-916 (1931).

Dow, W. M. and M. Jakob, "Heat Transfer between a Vertical Tube and a Fluidized Air-Solid Mixture", *Chem. Eng. Prog.*, 47, 637-648 (1951).

Elliott, D. E., E. M. Healey and A. G. Roberts, Paper to Institute of Fuel and L'Institut Francais des Combustibles et de L'Energie, Paris, June (1971). Cited by Botterill, J. S. M., "Fluid-Bed Heat Transfer", Academic Press, New York, NY (1975).

Fritz, W., *Chemie Ing. Technk.* 41,435 (1969). Cited by Botterill, J. S. M., “Fluid-Bed Heat Transfer”, Academic Press, New York, NY (1975).

Geldart, D., “Type of Gas Fluidization”, *Powder Technol.*, 7, 285-292 (1973).

George, S. E. and J. R. Grace, “Heat Transfer Tubes in a Freeboard Region of a Gas-Fluidized Bed”, *Int. J. Heat Mass Transfer*, 24, 592-594 (1982).

Gonzalez, A., J. Chaouki, A. Chehbouni, C. Guy and D. Klvana, Preprints Eighth Engineering Foundation Conf. Fluidization, Tours, France, Engineering Foundation, 681 (1995). Cited by Arnaldos, J. and J. Casal, “Prediction of Transition Velocities and Hydrodynamic Regimes in Fluidized Beds”, *Powder Technol.*, 86, 285-298 (1996).

Grace, J. R., “Contacting Modes and Behaviour Classification of Gas-Solid and Other Two-Phase Suspensions”, *Can. J. Chem. Eng.*, 64, 353-363 (1987).

Grace, J. R. and G. Sun, “Influence of Particles Size Distribution on the Performance of Fluidized Bed Reactors”, *Can. J. Chem. Eng.*, 69, 1126-1134 (1991).

Hilal, N., M. A. Hastaoglu, M. C. Leaper and S. W. Kingman, “The Relationship between Particle Properties and Fluidizing Velocity during Fluidized Bed Heat Transfer”, *Advanced Powder Technol.*, 15, 583-594 (2004).

Jin, Y., Z. Q. Yu, Z. Wang and P. Cai, “A Criterion for Transition from Bubbling to Turbulent Fluidization”, in “Fluidization V” (K. Ostergarrd and A. Sorensen, eds.), pp. 289-296, Engineering Foundation, New York, NY (1986).

Johnsson, F., A. Svensson, S. Andersson and B. Leckner, “Fluidization Regimes in Boilers”, in “Fluidization VIII” (J.F. Large and C. Laguerie, eds.), pp. 129-136, Engineering Foundation, New York, NY (1995) .

Jolley, L. J., "Heat Transfer in Beds of Fluidized Solids", *Fuel*, 28, 114 (1949). Cited by Zabrodsky, S. S., "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds", M.I.T. Press, Cambridge, MA (1966).

Judd, M. R. and R. Goosen, "Effects of Particle Shape on Fluidization Characteristics of Fine Particles in Freely Bubbling and Turbulent Regimes", in "Fluidization VI", (J. R. Grace, L. W. Shermilt and M. A. Bergougnou, eds.), pp. 41-48, Engineering Foundation, New York, NY (1989).

Kehoe, P. W. K. and J. F. Davidson, "Continuously Slugging Fluidized Beds", *Inst. Chem. Eng. Sym. Ser.*, 33, 97-116 (1970).

Ku, A. C., M. Kuwata and F. W. Staub, "Heat Transfer to Horizontal Tube Banks in a Turbulent Fluidized Bed of Large Particles". *AIChE Sym. Ser.*, 77(208), 359-367 (1981).

Kunii, D. and O. Levenspiel, "Fluidization Engineering", pp. 81-138, Burrelworth-Heinemann, Boston, MA (1991).

Lanneau, K. P., "Gas-Solid Contacting In Fluidized Beds", *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 38, 125-137 (1960).

Lee, G. S. and S. D. Kim, "Pressure Fluctuations in Turbulent Fluidized Beds", *J. of Chem. Eng. Japan*, 21, 515-521 (1988).

Leva, M., M. Weintraub and M. Grummer, "Heat Transmission through Fluidized Beds of Fine Particles", *Chem. Eng. Prog.*, 45, 563-572 (1949).

Levenspiel, O. and J. S. Walton, *Chem. Eng. Prog. Sym. Ser.*, 50, 1 (1954). Cited by Botterill, J.S.M., "Fluidized-Bed Heat transfer", Academic Press, New York, NY (1975).

Looi, A. Y., Q-M Mao and M. Rhodes, "Experimental Study of Pressurized Gas-Fluidized Bed Heat Transfer ", *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, 45, 255-265 (2002).

Mickley, H. S. and C. A. Trilling, "Heat transfer Characteristics of Fluidized Beds", *Ind. Eng. Chem.*, 41, 1135-1147 (1949).

Molerus, O. and W. Mattmann, "Heat Transfer in Gas Fluidized Beds; Part 2: Dependence of Heat Transfer on Gas Velocity", *Chem. Eng. Technol.*, 15, 240-244 (1992).

Mori, S., O. Hashimoto, T. Haruta, K. Mochizuki, W. Matsutani, S. Hiraoka, I. Yamada, T. Kojima and K. Tuji, "Turbulent Fluidization Phenomena", in "Circulating Fluidized Bed Technology II"(P. Basu and J. F. Large, eds.), pp. 105-112, Pergamon Press, Oxford, Great Britain (1988).

Perales, J. F., T. Coli, M. F. Liop, L. Puigjaner, J. Arnaldos and J. Casal, "On the Transition from Bubbling to Fast Fluidization Regimes", in "Circulating Fluidized Bed Technology III"(P. Basu, M. Horio and M. Hasatani, eds.), pp. 73-78, Pergamon Press, Oxford, Great Britain (1990).

Prins, W., G. J. Harmsen, P. de Jong and W. P. M. van Swaaij, "Heat Transfer from an Immersed Fixed Silver Sphere to a Gas Fluidized Bed of Very Small Particles", in "Fluidization VI"(J. R. Grace, L. W. Shermilt and M. A. Bergougnou, eds.), pp. 677-684, Engineering Foundation, New York, NY (1989).

Rasouli, S., M. R. Golriz and A. A. Hamidi, "Effect of Annular Fins on Heat Transfer of a Horizontal Immersed Tube in Bubbling Fluidized Beds", *Powder Technol.*, 154, 9-13 (2005).

Rhodes, M. J. and D. Geldart, "Transition to Turbulence?", in "Fluidization V"(K. Osterharrrd and A. Sorensen, eds.), pp. 281-288, Engineering Foundation, New York, NY(1986).

Son, J. E., J. H. Choi and C. K. Lee, "Hydrodynamics in a Large Circulating Fluidized Bed", in "Circulating Fluidized Bed Technology II" (P. Basu and J. F. Large, eds.), pp. 113-120, Pergamon Press, Oxford, Great Britain (1988).

Sun, G. and G. Chen, "Transition to Turbulent Fluidization and Its Prediction", in "Fluidization VI"(J. R. Grace, L. W. Shermilt and M. A. Bergougnou, eds.), pp. 33-44, Engineering Foundation, New York, NY (1989).

Van Heerden, C., A. P. P. Nobel and D. W. Van Krevelen, "Mechanism of Heat Transfer in Fluidized Beds", *Ind. Eng. Chem.*, 45, 1237-1243 (1953).

Wicke, E. and F. Fetting, *Chem. Ing. Tech.*, 26 (1954). Cited by Molerus, O., A. Burschka and S. Dietz, "Particle Migration at Solid Surfaces and Heat Transfer in Bubbling Fluidized Beds- . Prediction of Heat Transfer in Bubbling Fluidized Beds", *Chem. Eng. Sci.*, 50, 879-885 (1995).

Wunder, R., Dr-Ing. dissertation (1980). Cited by Molerus, O., A. Burschka and S. Dietz, "Particle Migration at Solid Surfaces and Heat Transfer in Bubbling Fluidized Beds- . Prediction of Heat Transfer in Bubbling Fluidized Beds", *Chem. Eng. Sci.*, 50, 879-885 (1995).

Xavier, A. M. and J. F. Davidson, "Heat Transfer in Fluidized Beds : Convective Heat Transfer in Fluidized Beds", in "Fluidization"(J. F. Davidson, R. Clift and D. Harrison, eds.), pp. 437-464, Academic Press, London (1985).

Yerushalmi, J. and N. T. Cankurt, D. Geldart and B. Liss, "Flow Regimes in Vertical Gas-Solid Contact Systems", *AIChE Sym. Ser.*, 74(176), 1-14 (1978).

Yerushalmi, J. and N. T. Cankurt., "Further Studies of the Regimes of Fluidization", *Powder Technol.*, 24, 187-205 (1979).

夏禹功, "氣泡流體化床及紊流流體化床之床-壁間熱傳現象", 國立台灣大學化學工程研究所碩士論文(1996).

鮑金寶,“氣泡及紊流流體化床之流態轉變對床壁間熱傳系數的影響”,

國立台灣大學化學工程研究所碩士論文(1997).

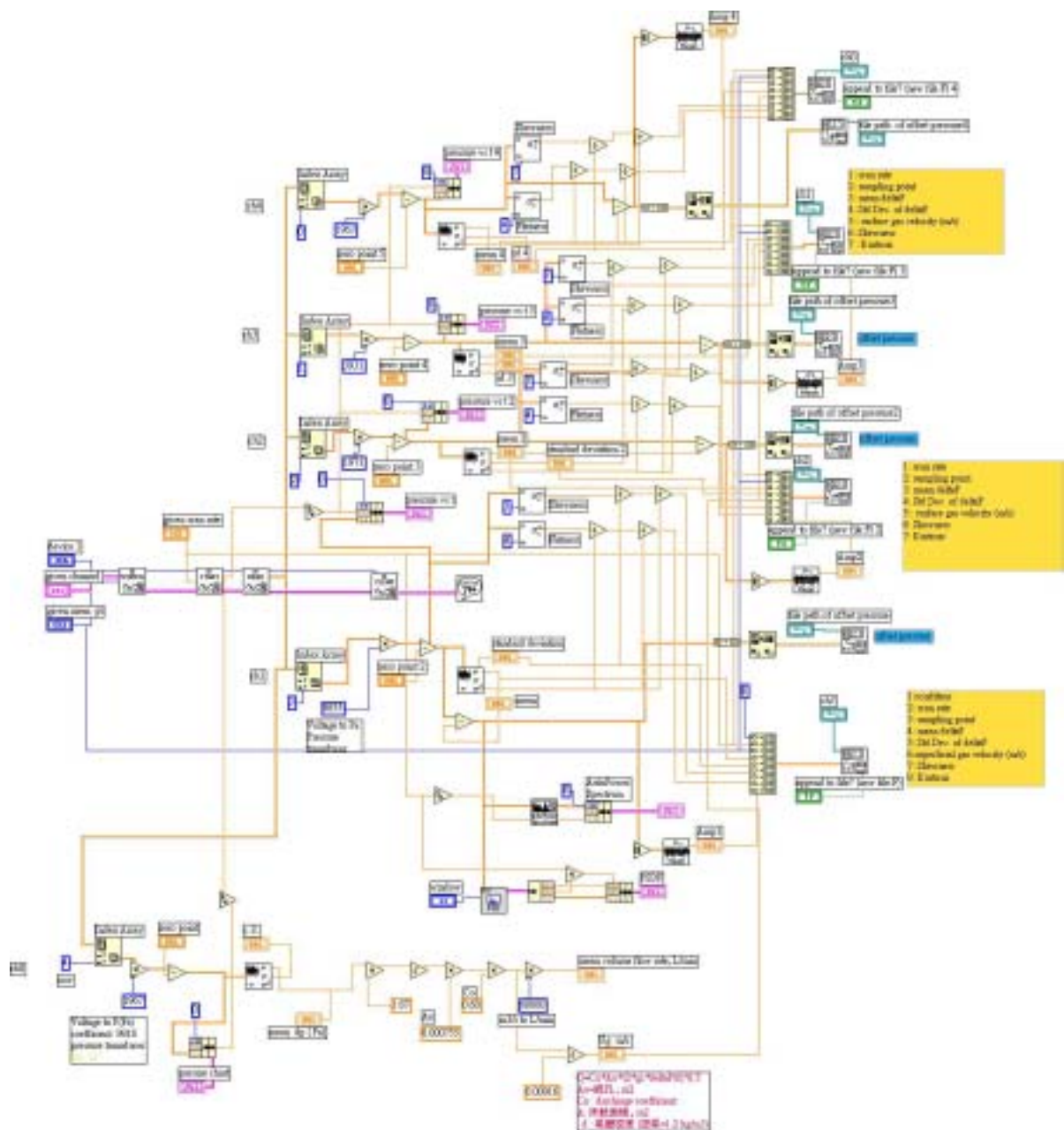
蕭明昌,“移轉速度的存在性及其對紊流流化床流態行為之研究”,國

立台灣大學化學工程研究所博士論文(2004).

八、附錄

Appendix 1. Labview 數據擷取程式

此程式是係利用 National Instrument 所提供的 Labview 軟體，以 G 語言寫成的分析程式，可將壓力探針量取得到床內和銳孔流量計之壓力，轉換成擾動信號的平均振幅和氣體表面速度。



Appendix 2. 床-壁間熱傳係數的計算方式

如 Fig. 8-1 所示，因熱傳探針的絕熱情形良好，故熱傳探針上的溫度分佈與距離呈現線性關係。由直線的截距可求出熱傳面上的溫度 T_w ，而斜率代表熱傳探針上的溫度梯度 dT/dX ，使用 Eq.(3-6) 計算可得床-壁間熱傳係數

$$h_w = \frac{[-k \frac{dT}{dX}]}{(T_b - T_w)} \quad (3-6)$$

其中 K 為熱傳探針的熱傳導係數，為 42.9 W/m K 。 T_b 則是床體溫度。

以平均粒徑 $460\mu\text{m}$ 砂子為例，於靜床高度 41cm 及氣體表面速度 1.16m/s 的條件下，由分散板上方 35cm 處之熱傳探針溫度分佈數據可求得 T_w 為 66.77°C ， dT/dX 為 283.5 。由熱傳探針上方和下方 5cm 處量測所得的床溫分別 28.8°C 和 29.3°C ，取其平均值 29.05°C 為 T_b 。最後經由 Eq.(3-6) 可得床-壁間熱傳係數為 $322.43 \text{ W/m}^2 \text{ K}$ 。

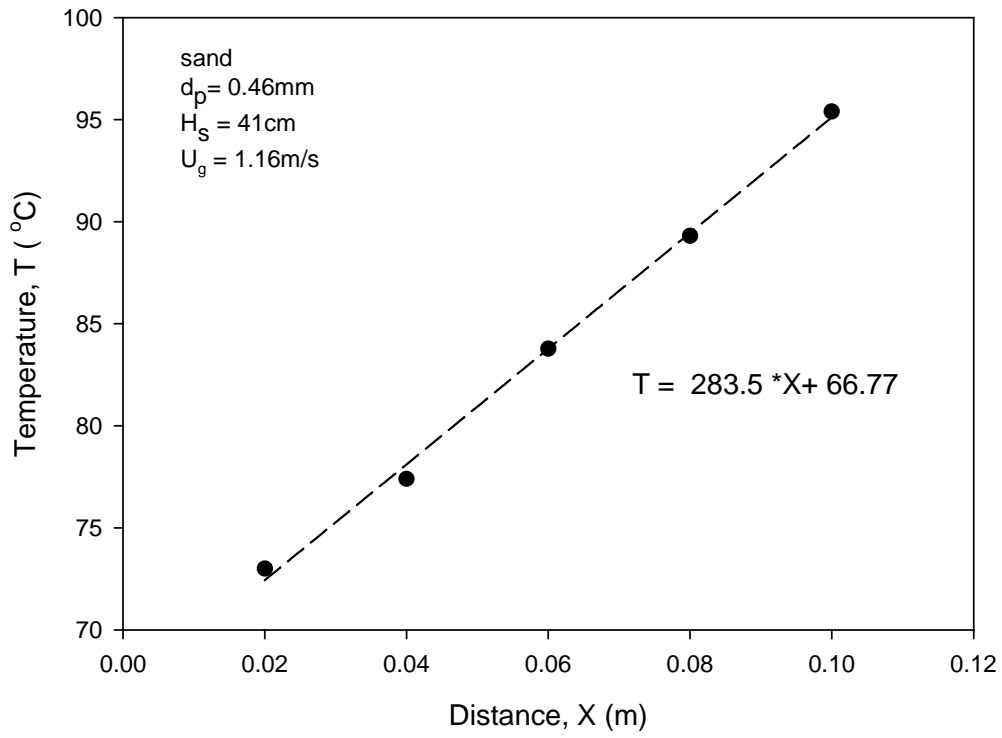


Fig. 8-1. Temperature distribution of thermal probe (heater position = 35 cm).

計畫成果自評：

本計畫量測氣固流體化床中之 wall-to-bed 之熱傳係數並利用熱傳係數對氣體表面速度作圖。隨着氣體表面速度之增加，氣固流體化床會由 bubbling/slugging 進入紊流流體化床之區域，若氣體表面速度再增加則會進入快速流體化床之區域。而這些變化一般是由 U_c 及 U_k 來決定。但 U_k 在某些情況下不容易量測出來。由於區域之遷移，熱傳之機構會發生變化。因此上述之熱傳係數對氣體表面速度之關係會有幾極大值或極小值出現。而這些極大值或極小值會對應於 U_c 及 U_k 。這是一極為有用之發現。由熱傳係數可以了解氣固流體化床之區域遷移。本計畫之成果相當不錯，正準備投稿期刊發表。