HOKKAIDO UNIVERSITY

Title	噴流層による小麦の乾燥
Author(s)	久郷, 昌夫; 渡辺, 昇; 上牧, 修 他
Citation	北海道大學工學部研究報告, 39, 95-120
Issue Date	1965-12-14
Doc URL	https://hdl.handle.net/2115/40778
Type	departmental bulletin paper
File Information	39_95-120.pdf

Hokkaido University Collection of Scholarly and Academic Papers : HUSCAP

噴流層による小麦の乾燥

久郷昌夫　渡辺　昇
上牧　修　柴田俊春

Drying of Wheat by Spouting Bed

Masao KUGO, Noboru WATANABE, Osamu UEMAKI
and Toshiharu SHIBATA

Abstract

Drying rates of wheat were measured by using the spouting bed of which the basic conditions, such as the initial spouting velocity, pressure drop, and residence time distribution were also evaluated here.

The initial spouting velocity (U_{ms}) was represented as

$$\frac{D_p U_{ms} \rho_F}{\mu_F} = k_1 \left(\frac{D_i}{D_p}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{\rho_S}{\rho_F}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{L}{D_p}\right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{D_p^3 \rho_F^2 g}{\mu_F^2}\right)$$

where k_1 is a shape factor which was evaluated as 3.70×10^{-4} for spheres, but 2.45×10^{-4} for wheat which is rather different from the sphere.

The pressure drop showed the minimum value in the range where the value of D_i/D_c corresponds to 0.1～0.2; the value of pressure drop during the lower region was estimated as 0.5～0.7 of that in the fluidized bed.

The residence time distribution as shown in Fig. 12～14, could be considered as almost the perfect mixing where the value D_i/D_c is more than 0.05.

The drying rate of wheat by batch spouting system was obtained as

$$\log \frac{w-w_e}{w-w_0} = -0.00065\, w_0^{\frac{1}{3}} t^{\frac{1}{4}} \theta$$

from which drying rates for the continuous spouting dryer were calculated by applying the volumetric efficiency of continuous reactor as the mixing is almost perfect (Table 10).

1. 序　　説

1·1 乾燥方法概説

水分を含む物質を加熱し，水分を気化蒸発させて除去する乾燥操作では乾燥の対象となる材料は非常に多種にわたり種々の性質および形状のものが含まれている。したがって材料の性質と形状を異にするものに対してはそれぞれに適した乾燥装置を選ばなければならず，乾燥と

応用化学科

いう操作を能率よく遂行できる装置の開発が重要な問題となってくる。

乾燥装置は材料の多種多様性のため非常に種類が多い。しかしいずれの装置においても何らかの手段によって材料に熱が伝えられ水分が蒸発されるという現象が起っており，材料に熱を有効に伝え水分を速やかに除去するためのいろいろの工夫がおこなわれている。現在数多く使用されている乾燥装置は熱の導入法によって熱風受熱型，伝導受熱型，放射受熱型，高周波受熱型の四つに分類され，化学工業においては熱風受熱型のものが最も広く使用されている。特に最近では大規模な化学工業の発達と生活環境の変遷によって粉粒状製品が多くなったため，大量の連続処理能力を有する気流および流動層乾燥装置が広く用いられている。気流乾燥器は粉粒体原料を熱風中に分散，浮游させ，これを並流に輸送しながら乾燥をおこなう方式で，乾燥時間は一般に 10 秒以下である。したがって原料粒子の粒子径が比較的小さいものに限られ，附着水分の除去に適した方式である。流動層乾燥器では粉粒体原料を下から吹き上げる熱風中に浮游懸濁させながら乾燥をおこなう。流動層乾燥器に適用される材料は気流乾燥では乾燥が困難な粒径の大きい材料および内部水分の比較的多い材料で，粒子の大きさはほぼ 0.3～15 mm 程度[1] のものとされている。しかし流動層乾燥器でも小麦のように流動粒子の粒子径が大きい場合や粒子の形状が球形から大きくずれる場合にはスラッギングが起り，安定な流動状態は得られにくい。また粒子径が大きい場合にはこれを流動化するために必要な空気量は相当に大きく，したがって熱損失が大きくなることも流動層乾燥器の欠点である。噴流層はこのような粗粒子に対する流動層の欠点を解決するために開発されたもので[2] 噴流層を用いると少ないガス量で粗い粒子を容易に流動化できる。

本研究はこの噴流層を用いて小麦の乾燥実験をおこない，噴流層の基礎的性質である圧損，噴流化開始速度および噴流層での粒子の混合状態について流動層の場合と比較検討し，また小麦の乾燥については総括した移動係数を求め，乾燥装置の設計に必要な乾燥条件と乾燥速度の関係を簡単な式にまとめた。

1·2 噴 流 層

噴流層は Fig. 1 に示すように円錐形をした層底部より圧力の高い流体を噴射して流体束をつくり，それで充填粒子の中心部を噴出させる方法で，この噴流により層中心部の粒子は流体に伴われて大きな速度で上昇する。層頂部では流体の膨脹によって粒子は流体より分離され，噴出部のまわりの環状部に落下し重力の作用で下方へ向う移動層を形成する。容器の円錐部へ移動した粒子群はここで再び中心部の噴流内へ流れこみ循環を繰返す。このように噴流層は粒子を上方へ運ぶ中央の噴流部と流体の流れと向流で管壁附近を下方へ移動する移動層部とから成っている。この噴流層では気体の運動はもちろん粒子の運動も流動層とは異なって

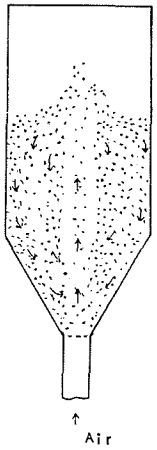

Fig. 1. Schematic Diagram of a Spouted Bed.

おり，流動層に比べて粗い粒子を取り扱い得ること，粒子の運動がゆるやかなため粒子の破損が少ないことなどの利点を有している。

2. 実験装置と実験方法

2·1 実験装置

実験装置の概略をFig. 2に示す。実験装置は円筒型噴流層の乾燥塔と空気加熱器，ロータリーブロワー，レザーバー，流量計，ロータリーフィーダーより成っている。

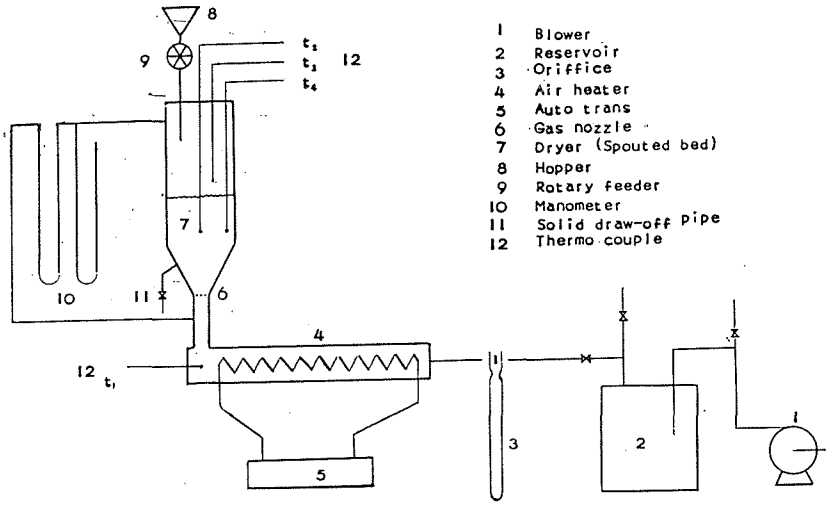

Fig. 2. Experimental apparatus.

乾燥塔は内径が150 mmと100 mmのもの二種類で円錐部頂角はいずれも85度で，塔の高さは400 mmである。乾燥塔の外側には保温のためアスベスト板をまいた。空気加熱器は1 1/4インチガス管内に二重に磁製管を通し，その間に容量100 V，1 kWのニクロム線を巻き込んである。加熱器と乾燥塔の間が空気吹込み口のノズルで，この部分にはフランジを用いてノズルを自由に取り換えることができるようにしてある。使用したノズルは内径が9.2 mm, 12.7 mm, 16.1 mmの三種類である。ロータリーフィーダーの粒子供給能力は毎分約30～80 gである。空気温度の測定には鉄-コンスタンタン熱電対，自動記録計を用いた。温度測定位置は図に示したように，乾燥塔入口空気温度(t_1)，噴流部空気温度(t_2)，環状部空気温度(t_4)，出口空気温度(t_3)の四点である。

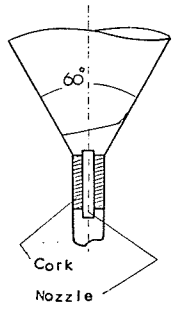

Fig. 3. Nozzle of Air Inlet.

噴流層の基礎的性質をしらべる圧損失および噴流化開始速度の測定実験には，内径98 mm，塔高500 mm，円錐部頂角が60度のガラス製装置を使用した。この場合のノズルの取り付け方をFig. 3に示す。用いたノズルは内径が7.5 mm, 10.5 mm, 12.3 mm,

15.0 mm の四種類である。

2·2 実験方法

(1) 圧損失および噴流化開始速度の測定実験

所定量の粒子を塔内に充填しておき，一定流量に調節した少量の空気をノズルを通して塔内に吹き込む。以後空気の流量を次第に増加させながら差圧測定用のマノメーターで圧損失を求める。粒子が噴流状態に達したならば粒子の循環速度を測定し，次いで空気流量を次第に減少させてもとの充填層に戻す。このようにして測定したガス流速対圧損失の関係を Fig. 4 の如くグラフで表わし，圧損失 ΔP_s および噴流化開始速度 u_{ms} を求める。なお差圧を求める際には空塔における差圧を予め測定しておき，これを実験値より差引いて粒子のみによる圧損失を求める。

(2) 粒子の混合状態の測定実験

所定量の小麦を塔内で噴流化の状態に保っておきながらロータリーフィーダーよりトレーサー粒子を定速度で連続的に塔内に供給し，塔底部の排出管より連続的に粒子を取り出す。このような定常状態を保ちながら排出粒子を1分毎にサンプリングして排出粒子中に含まれるトレーサー粒子の割合を求め，これをステップ法で解析し噴流層における粒子の混合状態を検討した。トレーサー粒子としては着色した小麦を使用した。

(3) 回分式操作による小麦の乾燥実験

加熱した所定量の空気を装置内に通して乾燥装置を長時間温め，所定の温度に達せしめる。次いで予め準備しておいた所定量の湿潤材料を敏速に乾燥塔内に投入し実験開始時間とする。その後 10 分または 15 分毎に塔内より約 15 g の分析試料をサンプリングし，Kett FI 型赤外線水分計を用いて試料の含水率を測定する。実験時間は乾燥温度が 100℃ 以上の場合には約 90 分，100℃ 以下の場合には 120～180 分である。

実験はノズル径，空気質量速度，層高，材料の初期含水率，乾燥温度をパラメーターとして乾燥時間に対する材料の含水率の変化を測定し，それより乾燥速度を求めて以下の解析に用いた。すなわち空気の乾燥塔入口温度は 60～180℃，空気の質量速度は噴流化を保ち得る範囲内において 1900～3000 (kg/m²·hr) に，ノズル径は内径が 9.2 mm，12.7 mm，16.1 mm の三つの場合について，また小麦の初期含水率は乾燥原料が穀物であるためあまり自由に変化させることはできず，初期含水率 0.200～0.450 の範囲で実験をおこなった。

(4) 連続式操作による小麦の乾燥実験

回分式と同様な方法によって噴流層をつくり，この層内にロータリーフィーダーより一定速度で湿潤粒子を供給し，塔下部の排出管より供給量と同じ速度で乾燥粒子を取出す連続操作をおこなう。分析用試料は 2 分毎に約 20 g サンプリングして，これを Kett FI 型赤外線水分計で含水率を測定する。実験時間は定常状態に達したのち 30～60 分間とした。実験は初期含水率，乾燥温度をパラメーターとして乾燥時間に対する含水率の変化を測定した。連続式実験

に用いた装置は塔の内径が 150 mm，ノズル径が 12.7 mm で，乾燥温度を 70～145℃，小麦の初期含水率を 0.200～0.290 に変化させて実験をおこなった。小麦の供給速度は毎分 20～30 g である。

なお乾燥に用いた空気の湿度は 0.005～0.008 [kg water/kg dry air] であり，この程度の変動では乾燥用空気の湿度の乾燥速度への影響は無視しうるので乾燥速度の解析の要因から乾燥用空気の湿度は省いた。

2·3 実験試料

乾燥実験に用いた小麦および噴流化の基礎実験に用いた各種粒子の性状を Table 1 に示す。

Table 1. Properties of particles

Particle	Mesh size	Solid bulk density	Solid apparent density
coke	20～3 1/2	0.664	1.420
Kokonoe	6～ 4	0.625	1.125
Neobead	8～ 4	0.973	2.240
Al-catalyst	10～3 1/2	0.811	1.769
wheat	*	0.820	1.356

* Equivalent diameter of wheat 0.410 (cm)

3. 実験結果と考察

3·1 噴流層の圧損失

噴流層における流体流速と圧損失の関係の一例を Table 2 と Fig. 4 に示す。

Table 2. Data on Pressure Drop of Spouted Bed (1)

Air velocity (cm/sec)	Reduced air velocity	Pressure drop (g/cm^2)	Reduced pressure drop	State of bed
26.5	0.269	11.6	1.25	Packed bed
32.5	0.330	15.9	1.72	〃
38.0	0.386	18.8	2.02	〃
40.4	0.410	20.9	2.25	〃
45.7	0.464	23.8	2.56	〃
48.6	0.493	26.2	2.82	〃
50.8	0.516	28.2	3.01	〃
62.3	0.633	16.2	1.74	Internal spouted bed
71.1	0.722	11.7	1.26	〃
76.7	0.778	10.7	1.15	〃
87.9	0.892	8.5	0.92	〃
96.2	0.976	7.6	0.82	〃
100.5	1.020	7.1	0.77	〃

Air velocity (cm/sec)	Reduced air velocity	Pressure drop (g/cm²)	Reduced pressure drop	State of bed
102.7	1.042	7.3	0.79	Internal spouted bed
103.4	1.050	7.5	0.81	〃
107.4	1.090	5.8	0.62	Spouted bed
114.6	1.162	5.6	0.60	〃
123.0	1.249	5.7	0.61	〃
111.8	1.134	5.7	0.61	〃
106.0	1.075	5.8	0.62	〃
102.0	1.035	5.9	0.64	〃
98.5	1.000	5.9	0.64	〃
96.2	0.978	7.4	0.80	Internal spouted bed
87.2	0.885	7.3	0.79	〃
81.1	0.823	7.2	0.78	〃
70.3	0.715	7.2	0.78	〃
54.6	0.555	6.8	0.75	〃
42.7	0.433	6.2	0.69	Packed bed

この実験結果は塔の内径が 98 mm，ノズル径が 12.3 mm，円錐部頂角が 60 度の装置で，粒子充填量 700 g，層高 181 mm の実験条件で小麦を噴流化させて測定したものである。また無次元化された空気流速 (u_r) は空塔基準の流速 (u) を噴流化開始速度 (u_{ms}) で除したものであり，無次元化された圧損失 (ΔP_r) は噴流層の圧損失 (ΔP_s) を，噴流粒子の重量 (W) を空塔断面積 (A) で除した流動層の圧損失に相当する W/A で除したものである。

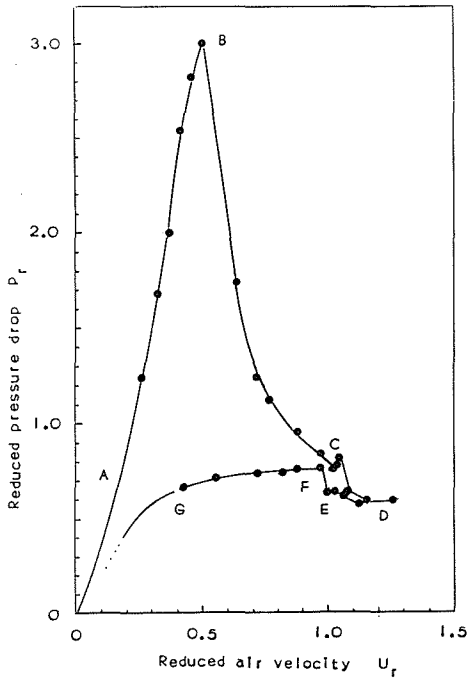

Fig. 4. Effect of Air Velocity on Pressure Drop of Spouted Bed.

噴流層の挙動は Fig. 4 に示される圧降下曲線と関連させて説明される。

a. 固定層領域　Fig. 4 に示される A–B 間で，この範囲では粒子は静止したまま動かず，圧損失は空気流速の増加にほぼ比例して増加する。この固定層領域での空気流速対圧損失の関係を両対数方眼紙に点綴してみると，圧損失 ΔP は空気流速 u の約 1.4 乗に比例することが認められる。この場合の粒子径基準の Re 数 ($D_p u \rho_F/\mu_F$) は 70～120 であり，これまでに報告されている実験値とほぼ一致している[3]。

b. 内部噴流層形成領域　空気流速が Fig. 4 に示される B 点を越えると圧損失は急激

に減少しはじめる。すなわちこの点では塔底部の空気流速が円錐部の粒子を噴流化させるのに充分な程度になっており，層底部で内部噴流層が形成される。この内部噴流化の開始流速はノズル径および充填粒子の層高によって多少のずれがあるがほぼ $0.5\,u_{ms}$ である。空気流速が C 点に到ると層全体は大きく膨脹し，圧損失は一時増加の傾向を示すが，さらに空気流速が僅かに増加すると噴流層が形成され，圧損失は D 点まで減少する。

c. 噴流層領域 空気流速が D 点を越えると粒子は充填層の中心部を速やかに上昇し始め，噴流層が形成される。この D 点を越えると空気流速に対して圧損失はほぼ一定に保たれる。この噴流化状態における圧損失は後に述べるように，ノズル径および噴流粒子の重量によって異なるが流動層の場合より必らず小さい。空気流速が $1.3\,u_{ms}$ を越えると粒子の飛び出しが観察される。

次に空気流速を次第に減少させていくと，D 点を過ぎても噴流層はとまることなく F 点に到ってはじめて内部噴流層領域に戻る。したがって噴流化を保つのに必要な最少の空気流速は点 E で与えられ，この点における空気の流速を噴流化開始速度と定める[2]。点 D と点 E のずれは粒子間の接触を破るのに必要なエネルギーのために生ずるものと考えられる。E 点を過ぎて空気流速が次第に減少していくと圧損失も徐々に減少し，$0.4\,u_{ms}$ 以下の流速ではもとの固定層にもどる。

Fig. 4 において B 点で与えられる最大圧損失の値に関しては Leva[4] の充填層の圧損失の式を修正した Madonna[5] の式があるが，計算値と実験値の一致は認められず，確立された式は与えられていない。著者らの実験結果においても，圧損失の最大値は同じ条件でも粒子の充填状態や空気流速の増加の割合によって非常に異なり，再現性のある実験値は得られなかった。

Table 3. Data on Pressure Drop of Spouted Bed (2)

Nozzle diameter (cm)	Bed weight (g)	Air velocity (cm/sec)	Pressure drop (g/cm^2)	Reduced pressure drop
0.75	250	67.5	3.0	0.907
0.75	400	77.3	3.9	0.735
0.75	550	87.5	5.6	0.768
0.75	700	96.8	7.6	0.818
0.75	900	104.0	9.8	0.843
1.07	250	76.7	2.4	0.725
1.07	400	92.0	3.0	0.565
1.07	550	98.5	3.9	0.536
1.07	700	110.0	5.9	0.635
1.07	900	116.0	8.4	0.703
1.23	250	80.7	1.8	0.544
1.23	400	92.8	2.5	0.472
1.23	550	105.7	3.7	0.508
1.23	700	111.8	5.7	0.613
1.23	900	118.4	7.9	0.662
1.50	250	86.2	3.1	0.936
1.50	400	108.0	4.3	0.813
1.50	550	119.6	6.1	0.838
1.50	700	126.3	8.4	0.906
1.50	900	129.0	11.0	0.928

噴流化状態における圧損失に関してはたとえば Happel[6] の移動層における圧損失の式を噴流層の場合に応用して，比較検討した Malek[7] の研究があるが満足すべき結果は得られていない。Table 3 に小麦を噴流化させた場合の圧損失の結果を示す。また Table 3 の結果を D_i/D_c 対 ΔP_s に関してまとめて点綴したのが Fig. 5 である。

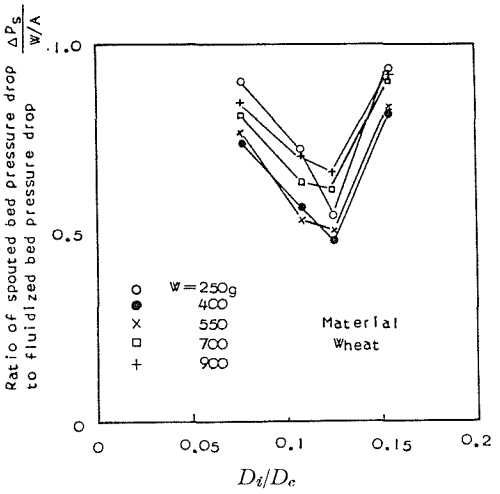

Fig. 5. Effect of Nozzle Diameter on Ratio of Spouted Pressure Drop to Fluidized Pressure Drop.

Fig. 5 に示されるように噴流層の圧損失 ΔP_s はノズル径の大きさに影響されることがわかる。噴流層の圧損失は一般に $\Delta P_s=0.5\sim0.7\,\Delta P_f$ で，流動層の場合の圧損失 ΔP_f より必らず小さい。しかし Fig. 5 から明らかなように D_i/D_c が 0.1 以下の場合や逆に 0.2 以上の場合には噴流層の圧損失は大きくなり，次第に ΔP_f に近づいていく。Becker[8] は $D_i/D_c>0.35$ では空気流速が充填粒子の終端速度に達する前に流動化速度になってしまうため，噴流層は得られないと報告している。したがって，$D_i/D_c>0.35$ では $\Delta P_s\fallingdotseq\Delta P_f$ と考えられる。一方 D_i/D_c が小さい場合，すなわちノズル径が小さい場合には充填粒子を噴流化するためのノズル出口の空気流速は非常に大きい。この流速は噴流層頂部では粒子の終端速度にまで減少してしまう。したがってこの場合に失なわれる運動エネルギーはノズル径の小さいものほど大きくなり，圧損失も増加する。このように噴流層の圧損失は $0.1<D_i/D_c<0.3$ の範囲内で最小値をもつ。したがって装置の設計に際しては圧損失が最小となるようにノズル径を決定しなければならない。

以上述べたように噴流層の圧損失を理論的に導くことは，噴流状態の不均一性，粒子と流体の混合比の不均一性，粒子の運動の複雑さなどのため，今日のところまだおこなわれていない。実験式としては次式[9]

$$\frac{\Delta P_s}{L}=\frac{74G^{1.25}\mu^{0.75}}{g_c\rho_F}\left(\frac{1}{D_P\varphi_P}\right)^{1.75}\frac{(1-\varepsilon_c)^{1.75}}{\varepsilon_c^3}$$

が報告されているが，おおよそ $\Delta P_s=2/3\,\Delta P_f$ と考えてよい。なお噴流層の空間率は空気の流速および層高によって多少異なるが $\varepsilon=0.520\sim0.570$ である。

3·2 噴流化開始速度

充填層から噴流層を形成する場合 Fig. 4 に示したように流速の低い部分では圧損失は流速にほぼ比例して増加していく。この状態を固定層という。流速をさらに増加していくと圧損失は急激に減少し，やがて圧損失は流速に比して増加することなくほぼ一定の値を示すようになり，粒子は自由な状態になって運動しはじめ，噴流層を形成する。この臨界点の流速を噴流化

開始速度といい，Fig. 4 では E 点に相当する空気流速である。

この噴流化の始まりを正確に予期することは装置の研究，設計上きわめて重要なことであり，また実際に装置を運転する場合のガス流速は噴流化開始速度を基準として決定される。そこで次元解析をおこなって噴流化開始速度 u_{ms} を求める式を導いてみる。

一般に流動層で

$$20 < (Re_P)_{mf} < 600$$

の範囲では，流動化開始速度 u_{mf} は

$$u_{mf} = 1.64\, D_P^{0.929} \rho_s^{0.643} \rho_F^{-0.357} \mu_F^{-0.286}$$

で与えられる[10]。

噴流層の場合も噴流化開始速度では $300 > (Re_P)_{ms} > 100$ であり，噴流化開始速度は u_{mf} の場合と比較して粒子径 D_P，粒子の密度 ρ_s，流体の密度 ρ_F，粘度 μ_F および装置的な要因であるノズル径 D_i，層高さ L，それに重力の加速度 g の関数であると考え，これらの間の関数関係を (1) 式のように指数関数で表わしてみる。

$$u_{ms} = k_1 D_P^a D_i^b L^c \rho_s^d \rho_F^e \mu_F^f g^h \tag{1}$$

これを次元解析で整理すると

$$\frac{D_P u_{ms} \rho_F}{\mu_F} = k_1 \left(\frac{D_i}{D_P}\right)^b \left(\frac{L}{D_P}\right)^c \left(\frac{\rho_s}{\rho_F}\right)^d \left(\frac{D_P^3 \rho_F^2 g}{\mu_F^2}\right)^h \tag{2}$$

を得る。(2) 式の左辺の $D_P u_{ms} \rho_F / \mu_F$ はレイノルズ数であり，右辺の $D_P^3 \rho_F^2 g / \mu_F$ はガリレイ数である。(2) 式の係数 k_1 や指数 b, c, d, h を求めるため実験をおこなった。その結果を Table 4

Table 4. Data on Minimumn Air Velocity Required for Spouting

Column diameter 9.8 cm
Angle of column based cone 60°

4-1 Effect of Bed Depth

Material	Bed depth (cm)	Nozzle diameter (cm)	Particle diameter (cm)	Particle density (g/cm³)	Air velocity (cm/sec)
Wheat	10.7	0.75	0.410	1.356	57.2
	13.0	0.75	0.410	1.356	70.0
	15.7	0.75	0.410	1.356	78.8
	18.3	0.75	0.410	1.356	85.8
	22.4	0.75	0.410	1.356	93.2
Wheat	10.7	1.05	0.410	1.356	70.6
	13.0	1.05	0.410	1.356	81.8
	15.8	1.05	0.410	1.356	89.4
	18.3	1.05	0.410	1.356	97.2
	22.4	1.05	0.410	1.356	104.2
Wheat	10.7	1.23	0.410	1.356	73.8
	12.9	1.23	0.410	1.356	86.2
	15.6	1.23	0.410	1.356	94.0
	18.2	1.23	0.410	1.356	98.5
	22.4	1.23	0.410	1.356	110.5

Material	Bed depth (cm)	Nozzle diameter (cm)	Particle diameter (cm)	Particle density (g/cm³)	Air velocity (cm/sec)
Wheat	10.7	1.50	0.410	1.356	82.2
	12.9	1.50	0.410	1.356	95.5
	15.8	1.50	0.410	1.356	107.5
	18.3	1.50	0.410	1.356	115.0
	22.4	1.50	0.410	1.356	117.1
Coke	10.5	1.05	0.395	1.420	95.8
	14.0	1.05	0.395	1.420	109.1
	17.0	1.05	0.395	1.420	128.7
	20.8	1.05	0.395	1.420	138.9
	24.8	1.05	0.395	1.420	153.5
Coke	10.5	1.05	0.234	1.420	60.1
	14.0	1.05	0.234	1.420	71.3
	16.9	1.05	0.234	1.420	76.3
	20.8	1.05	0.234	1.420	84.9
	24.8	1.05	0.234	1.420	97.3
Coke	10.5	1.05	0.117	1.420	30.8
	14.0	1.05	0.117	1.420	33.4
	16.9	1.05	0.117	1.420	37.8
	20.8	1.05	0.117	1.420	41.8
	24.8	1.05	0.117	1.420	47.4
Alcatalyst	9.5	1.05	0.280	1.769	82.4
	12.0	1.05	0.280	1.769	98.2
	14.6	1.05	0.280	1.769	107.2
	17.0	1.05	0.280	1.769	115.0

4-2 Effect of Nozzle Diameter

Material	Nozzle diameter (cm)	Bed depth (cm)	Particle diameter (cm)	Particle density (g/cm³)	Air velocity (cm/sec)
Wheat	0.75	10.7	0.410	1.356	57·2
	1.05	10.7	0.410	1.356	70.6
	1.23	10.7	0.410	1.356	73.8
	1.50	10.7	0.410	1.356	82.2
Wheat	0.75	13.0	0.410	1.356	70.0
	1.05	13.0	0.410	1.356	81.8
	1.23	12.9	0.410	1.356	86.2
	1.50	12.9	0.410	1.356	95.5
Wheat	0.75	15.7	0.410	1.356	78.8
	1.05	15.8	0.410	1.356	89.4
	1.23	15.6	0.410	1.356	94.0
	1.50	15.8	0.410	1.356	107.5
Wheat	0.75	18.3	0.410	1.356	85.8
	1.05	18.3	0.410	1.356	97.2
	1.23	18.2	0.410	1.356	98.5
	1.50	18.3	0.410	1.356	115.0
Wheat	0.75	22.4	0.410	1.356	93.2
	1.05	22.4	0.410	1.356	104.2
	1.23	22.4	0.410	1.356	110.5
	1.50	22.4	0.410	1.356	117.1

4-3 Effect of Particle Density

Material	Particle density (g/cm³)	Partcle diameter (cm)	Bed depth (cm)	Nozzle diameter (cm)	Air velocity (cm/sec)
Kokonoe	1.125	0.395	14.5	1.05	115.7
Coke	1.420	0.395	14.5	1.05	120.3
Alcatalyst	1.769	0.395	14.5	1.05	138.1
Neobead	2.240	0.395	14.5	1.05	158.2

4-4 Effect of Particle Diameter

Material	Particle diameter (cm)	Nozzle diameter (cm)	Bed depth (cm)	Particle density (g/cm³)	Air velocity (cm/sec)
Coke	0.117	1.05	10.5	1.420	30.8
	0.234	1.05	10.5	1.420	60.1
	0.395	1.05	10.5	1.420	95.8
Coke	0.117	1.05	14.0	1.420	33.4
	0.234	1.05	14.0	1.420	71.3
	0.395	1.05	14.0	1.420	109.1
Coke	0.117	1.05	16.9	1.420	37.8
	0.234	1.05	17.0	1.420	76.3
	0.395	1.05	17.0	1.420	128.7
Coke	0.117	1.05	20.8	1.420	41.8
	0.234	1.05	20.8	1.420	84.9
	0.395	1.05	20.8	1.420	138.9
Coke	0.117	1.05	24.8	1.420	47.4
	0.234	1.05	24.8	1.420	97.3
	0.395	1.05	24.8	1.420	153.5
Alcatalyt	0.197	1.05	12.0	1.769	65.1
	0.280	1.05	12.0	1.769	98.2
	0.395	1.05	12.0	1.769	128.2
	0.514	1.05	12.0	1.769	160.8

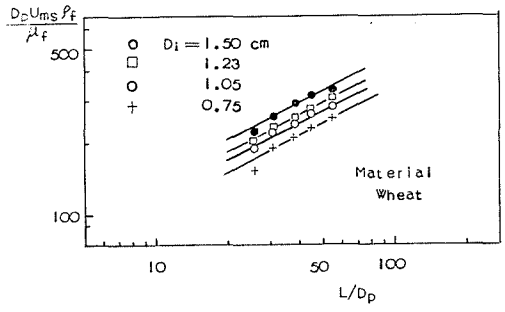

Fig. 6. Effect of L/D_p on $D_pU_{ms}\rho_F/\mu_F$.

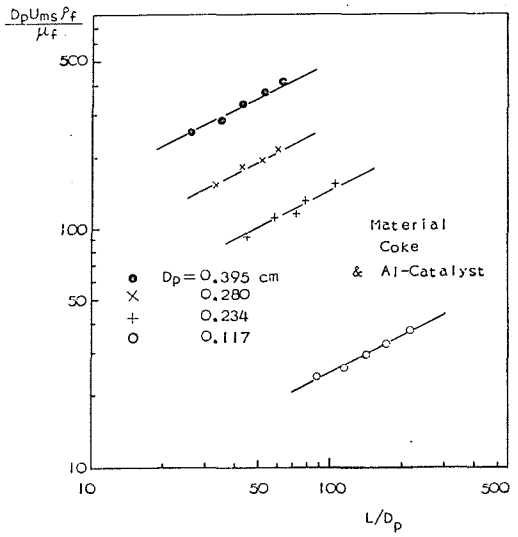

Fig. 7. Effect of L/D_p on $D_pU_{ms}\rho_F/\mu_F$.

および Fig. 6～10 に示す。

Fig. 6 と Fig. 7 は指数 c を求めるために D_i/D_P, ρ_s/ρ_F, $D_P^3\rho_F^2g/\mu_F^2$ を一定にしておいて, L/D_P 対 $D_Pu_{ms}\rho_F/\mu_F$ の関係を点綴したもので Fig. 6 は小麦を噴流化させた場合の実験結果を, Fig. 7 にはコークス, アルミナ触媒を噴流化させた場合の実験結果を示してある。

Fig. 8 は指数 b を求めるために L/D_P, ρ_s/ρ_F, $D_P^3\rho_F^2g/\mu_F^2$ を一定にしておいて D_i/D_P 対 $D_Pu_{ms}\rho_F/\mu_F$ の関係を点綴したものである。

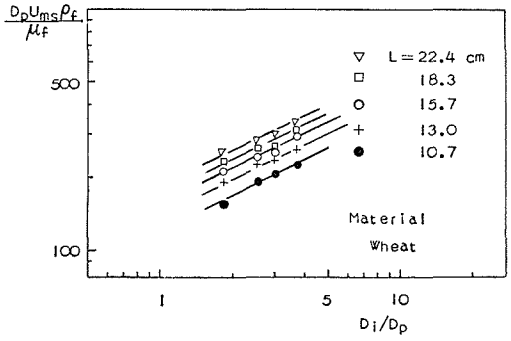

Fig. 8. Effect of D_i/D_p on $D_pU_{ms}\rho_F/\mu_F$.

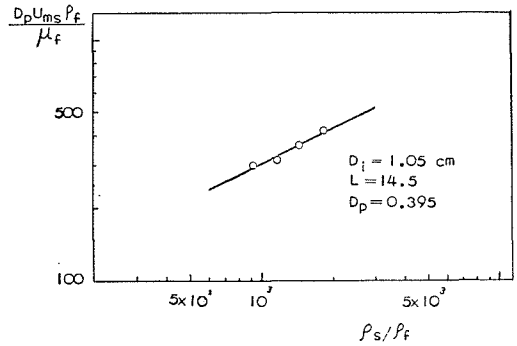

Fig. 9. Effect of ρ_s/ρ_F on $D_pU_{ms}\rho_F/\mu_F$.

Fig. 9 は指数 d を求めるために L/D_P, D_i/D_P, $D_P^3\rho_F^2g/\mu_F^2$ を一定に保ち, $D_Pu_{ms}\rho_F/\mu_F$ 対 ρ_s/ρ_F の関係を点綴したものである。

Fig. 10 には指数 h を求めるために L, D_i, ρ_s, ρ_F, μ_F を一定に保ち D_P を変化させて u_{ms} を測定した結果を示す。

Fig. 6～10 の各直線の勾配より (2) 式の指数 b, c, d, h の値が求められる。すなわち

Fig. 6 と Fig. 7 より　$c=1/2$

Fig. 8 より　$b=1/2$

Fig. 9 より　$d=1/2$

と求まる。そしてこれら b, c, d の値を先の (2) 式に代入し, u_{ms} と D_P 間の関係を導くと次式 (3) が得られる。

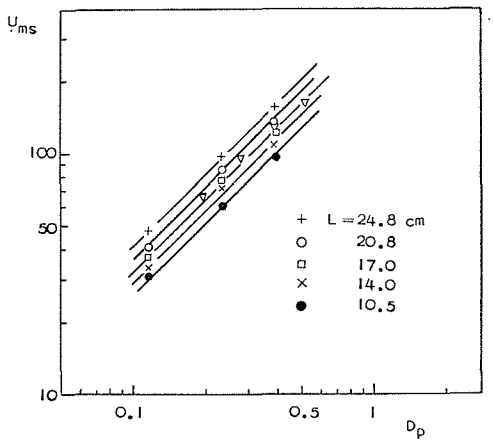

Fig. 10. Effect of Particle Diameter on Minimum Air Velocty for Spouting.

$$u_{ms} \propto D_P^{3h-2} \tag{3}$$

一方 Fig. 10 より $u_{ms} \propto D_P$ なる関係が得られているから (3) 式より指数 $h=1$ となる。したがって噴流化開始速度 u_{ms} は次の無次元式で表わされる。

$$\frac{D_Pu_{ms}\rho_F}{\mu_F} = k_1\left(\frac{D_i}{D_P}\right)^{\frac{1}{2}}\left(\frac{\rho_s}{\rho_F}\right)^{\frac{1}{2}}\left(\frac{L}{D_P}\right)^{\frac{1}{2}}\left(\frac{D_P^3\rho_F^2g}{\mu_F^2}\right) \tag{4}$$

また実験結果より (4) 式の定数 k_1 を求めると

小麦については　$k_1 = 2.45\times10^{-4}$

コークスは　$k_1 = 3.48\times10^{-4}$

アルミナ触媒は　$k_1 = 3.86\times10^{-4}$

九重は　$k_1 = 3.75\times10^{-4}$

ネオビードは　$k_1 = 3.64\times10^{-4}$

なる値が得られ，形状が球形より大きくずれる小麦の場合を除けば定数 k_1 は

$$k_1 = 3.70\times10^{-4}$$

となる。この定数の k_1 を(4)式に代入し u_{ms} に関して整理すると噴流化開始速度は次式(5)で与えられる。

$$u_{ms} = 3.70\times10^{-4}\frac{gD_P}{\mu_F}(\rho_s\rho_F D_i L)^{\frac{1}{2}} \tag{5}$$

3·3 粒子の混合状態

噴流層で粒子と流体間の物質移動や化学反応を定常的な連続操作でおこなう場合には，層内の粒子は絶えず入れかわっているので粒子の層内滞留時間が極めて重要な役割を演ずる。また層内の温度の均一性や熱および物質移動の速度も層内粒子の運動に大きく影響されるので，層内粒子の混合状態に関する知識が要求される。

定常的な連続操作において，粒子の滞留時間をしらべる場合には系になんらかの刺激を与え，それに対する応答を解析すればよいのであって，本実験ではステップ法を採用した。これは連続的に層内に供給している粒子をある瞬間からトレーサーに切り換え，以後トレーサーを供給し続け，排出粒子中のトレーサーの分率 $F(\theta)$ を求める方法である。このステップ法で求めた $F(\theta)$ 線図において粒子混合状態のピストン流れからのずれの程度を次式[11]

$$H.B = Hold\ Back = \frac{1}{\bar{\theta}}\int_{\theta=0}^{\theta=\bar{\theta}} F(\theta)\,d\theta$$

で定量化し，さらに $F(\theta)$ 線図の面積を比較する基準として

ピストン流れでは　$H.B = 0$

完全混合では　$H.B = 1.0$

とした。

Table 5 に実験結果を示す。

以上の実験結果を $\theta/\bar{\theta}$ 対 $F(\theta)$ に関して点綴して $F(\theta)$ 線図を描き，ピストン流れからのずれの面積 $H.B$ を求める。なお $F(\theta)$ 線図の一例を Fig. 11 に示す。

このようにして求めた $H.B$ の値を Table 6 および Fig. 12～14 に示す。

Fig. 12, 13, 14 は $H.B$ に影響を与えると考えられる変数の効果を示している。Fig. 12 は空気流速の $H.B$ におよぼす影響をしらべた結果で横軸は無次元化された流速 u/u_{ms} をとってある。このように噴流層での粒子の混合状態は空気流速にはあまり影響されないことが認められる。Fig. 13 は層高の $H.B$ におよぼす影響をしらべた結果である。Fig. 13 に示されるように層高も粒子の混合状態にはあまり影響を与えないと考えられる。Fig. 14 はノズル径の大きさの $H.B$ におよぼす影響をしらべた結果である。このように D_i/D_c の値が 0.05 以下では，やや完全混合からのずれが大きくなるが，それ以上のノズル径のところでは完全混合の状態にちかく，ノズル径の影響もあまり大きいものではない。

Table 5. Data on Fraction of Feed Material at Outlet

Column diameter 15.0 cm
Angle of column based cone 82°

5-1 Effect of Gas Velocity

RUN NO. 1		RUN NO. 2		RUN NO. 3		RUN NO. 4	
Experimental conditions		Experimental conditions		Experimental conditions		Experimental conditions	
$U/U_{ms}=1.02$		$U/U_{ms}=1.07$		$U/U_{ms}=1.16$		$U/U_{ms}=1.23$	
$D_i/D_c=0.11$		$D_i/D_c=0.11$		$D_i/D_c=0.11$		$D_i/D_c=0.11$	
$L/D_c=0.60$		$L/D_c=0.60$		$L/D_c=0.60$		$L/D_c=0.60$	
$\bar{\theta}=26.7$ min.		$\bar{\theta}=26.5$ min.		$\bar{\theta}=27.1$ min.		$\bar{\theta}=27.1$ min.	
$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$
0.04	0	0.04	0	0.04	0	0.04	0
0.07	0.010	0.07	0.010	0.07	0.016	0.07	0.005
0.11	0.032	0.14	0.071	0.11	0.047	0.11	0.040
0.14	0.061	0.22	0.148	0.19	0.119	0.18	0.112
0.19	0.104	0.28	0.200	0.26	0.179	0.25	0.176
0.26	0.144	0.34	0.226	0.33	0.236	0.32	0.264
0.34	0.240	0.41	0.312	0.41	0.317	0.39	0.316
0.41	0.284	0.56	0.389	0.55	0.397	0.46	0.325
0.49	0.377	0.64	0.450	0.70	0.520	0.53	0.392
0.56	0.393	0.78	0.554	0.85	0.584	0.68	0.461
0.71	0.498	0.93	0.567	0.92	0.622	0.75	0.499
0.86	0.532	1.02	0.631	1.03	0.658	0.82	0.529
1.05	0.645	1.05	0.638	1.18	0.707	0.89	0.613
1.12	0.714	1.21	0.692	1.29	0.753	1.00	0.626
1.31	0.736	1.31	0.728	1.44	0.779	1.25	0.733
1.46	0.785	1.46	0.763	1.51	0.809	1.49	0.790
1.57	0.818	1.54	0.786	1.66	0.828	1.85	0.851
1.80	0.838	1.69	0.829	1.77	0.840	2.00	0.867
1.95	0.859	1.81	0.848	1.92	0.860		
2.10	0.883	1.92	0.863	2.06	0.884		

5-2 Effect of Bed Depth

RUN NO. 5		RUN NO. 6		RUN NO. 7	
Experimental conditions		Experimental conditions		Experimental conditions	
$U/U_{ms}=1.07$		$U/U_{ms}=1.07$		$U/U_{ms}=1.07$	
$L/D_c=0.78$		$L/D_c=0.69$		$L/D_c=0.51$	
$D_i/D_c=0.11$		$D_i/D_c=0.11$		$D_i/D_c=0.11$	
$\bar{\theta}=40.2$ min.		$\bar{\theta}=33.4$ min.		$\bar{\theta}=30.5$ min.	
$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$
0.03	0	0.03	0	0.05	0.003
0.05	0.008	0.06	0.005	0.11	0.004
0.08	0.030	0.09	0.035	0.16	0.058
0.12	0.068	0.15	0.089	0.27	0.165
0.17	0.115	0.27	0.195	0.38	0.264
0.27	0.200	0.33	0.239	0.49	0.347
0.40	0.321	0.48	0.358	0.70	0.495
0.47	0.344	0.69	0.499	0.81	0.525
0.57	0.410	0.81	0.556	0.92	0.551
0.67	0.491	0.90	0.585	1.03	0.642
0.87	0.584	0.99	0.615	1.14	0.654
0.97	0.606	1.05	0.643	1.24	0.682
1.12	0.676	1.17	0.723	1.35	0.742
1.29	0.730	1.35	0.741	1.51	0.766
1.39	0.765	1.44	0.770	1.73	0.807
1.59	0.793	1.56	0.807	1.89	0.847
1.67	0.804	1.62	0.810	2.00	0.913

5-3 Effect of Nozzle Diameter

RUN NO. 8 Experimental conditions $U/U_{ms}=1.07$ $D_i/D_c=0.04$ $L/D_c=0.60$ $\bar{\theta}=25.2$ min.		RUN NO. 9 Experimental conditions $U/U_{ms}=1.10$ $D_i/D_c=0.06$ $L/D_c=0.60$ $\bar{\theta}=25.8$ min.		RUN NO. 10 Experimental conditions $U/U_{ms}=1.05$ $D_i/D_c=0.085$ $L/D_c=0.60$ $\bar{\theta}=26.1$ min.	
$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$	$\theta/\bar{\theta}$	$F(\theta)$
0.04	0.002	0.04	0	0.04	0
0.08	0.005	0.08	0.017	0.08	0.003
0.12	0.037	0.12	0.046	0.12	0.036
0.19	0.133	0.19	0.106	0.19	0.100
0.28	0.166	0.27	0.161	0.27	0.146
0.40	0.257	0.43	0.290	0.38	0.272
0.52	0.341	0.50	0.379	0.50	0.328
0.64	0.446	0.62	0.436	0.61	0.434
0.75	0.507	0.74	0.478	0.73	0.487
0.91	0.545	0.89	0.601	0.88	0.580
1.07	0.652	1.05	0.642	0.95	0.621
1.19	0.699	1.16	0.683	1.03	0.664
1.39	0.760	1.36	0.746	1.34	0.711
1.67	0.792	1.51	0.767	1.49	0.776
1.79	0.829	1.63	0.806	1.72	0.810
1.90	0.842	1.86	0.840	1.88	0.840
2.06	0.887	2.02	0.881	2.15	0.892
2.22	0.907	2.17	0.894		

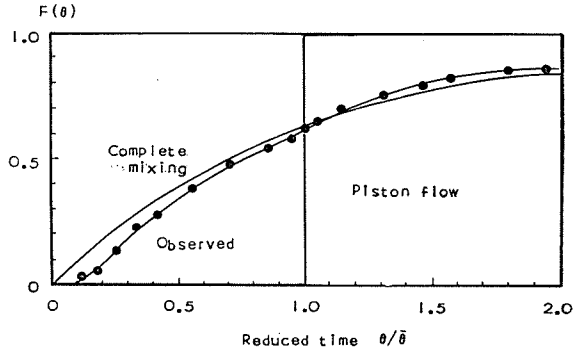

Fig. 11. $F(\theta)$ Diagram.

Table 6. Fraction of Holdback

RUN NO.	Reduced air velocity (—)	L/D_c (—)	D_i/D_c (—)	Mean residence time (min.)	Holdback (—)
1	1.02	0.60	0.110	26.7	0.883
2	1.07	0.60	0.110	26.5	0.908
3	1.16	0.60	0.110	27.1	0.931
4	1.23	0.60	0.110	27.1	0.906
5	1.07	0.78	0.110	40.2	0.908
6	1.07	0.69	0.110	33.4	0.915
2	1.07	0.60	0.110	26.5	0.908
7	1.07	0.51	0.110	30.5	0.878
8	1.07	0.60	0.040	25.2	0.841
9	1.10	0.60	0.060	25.8	0.878
10	1.05	0.60	0.085	26.1	0.871
2	1.07	0.60	0.110	26.5	0.908

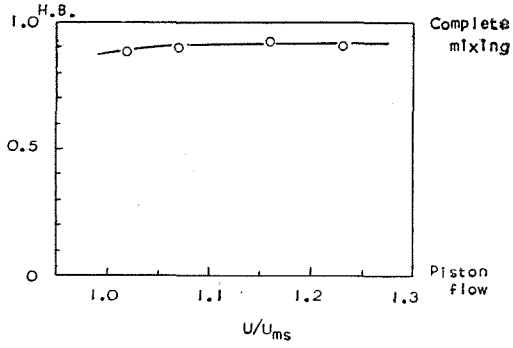

Fig. 12. Effect of Gas Velocity on Holdback.

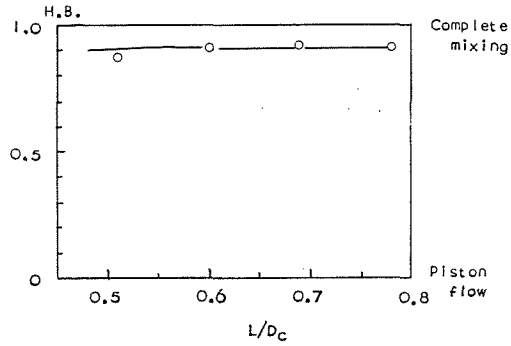

Fig. 13. Effect of Bed Depth on Holdback.

以上の実験結果より噴流層内の粒子は完全混合に近い状態にあると考えられる。

一方噴流層内での粒子の移動速度をしらべてみる。管壁附近の下方へ向う移動床部における粒子の速度はガス流速やノズル径の大きさに多少影響されるが，$u=1.03\sim1.25$, u_{ms}, $D_t/D_c=0.08\sim0.15$ の範囲内では小麦およびコークスの速度 v はほぼ $v=3.0\sim5.0$[cm/sec] である。したがって粒子が噴流部中心を上昇するに要する時間がこれに比べてかなり小さいと考えると，層高 10～30 cm の噴流層では，粒子は 3～10 秒で一回の循環をおこなうことになる。この実験では粒子の平均滞留時間は約 25 分間位であり，各粒子は層内を平均 250 回程度循環して排出されるわけであり，この点からも完全混合にほぼ近い状態は予想されるのである。

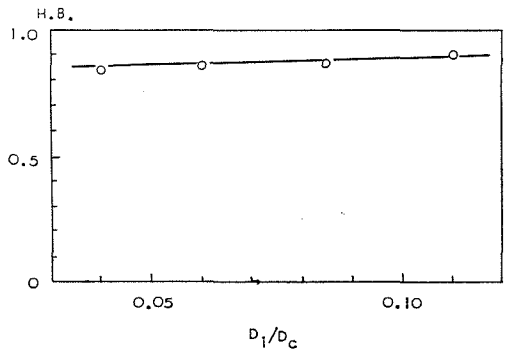

Fig. 14. Effect of Nozzle Diameter on Holdback.

3·4 回分式操作による小麦の乾燥

小麦を長期間貯蔵しておくためにはその水分を 13～14% にしなければならない[12]。ところで収穫期の小麦の水分は一般には 18～22% であり，除去すべき水分量としては多いものではなく，全体が減率乾燥段階にあることが報告されている[13]。

本実験では連続式操作による実験に先立ち回分式操作で小麦の乾燥実験をおこない，乾燥速度式を求めた。その実験結果を Table 7 に示す。

Table 7-1 には小麦の初期含水率，層高，空気の質量速度，ノズル径を一定に保ち，乾燥温度（入口空気温度）を 60, 100, 140, 170, 180°C の五つに変化させた場合の実験結果を示し，これを図示したのが Fig. 15 である。Fig. 15 は乾燥時間に対して含水率の変化を点綴したもので，空気温度によって乾燥速度はかなり影響を受けることが認められる。

Table 7-2 は原料の初期含水率の乾燥速度におよぼす影響をしらべた結果である。Fig. 16

Table 7. Data on Wheat Drying by Batch System.

7-1 Effect of Inlet Air Temperature

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Dep. of bed (cm)	Mass vel. of air (kg/m²·hr)	Ratio D_i to D_c (—)	Moist. content of wheat (kg/kg) Time of drying (min.) 0	10	20	30	40	50	60	75	90	120	135	150	180
1	60	14.0	2900	0.085	0.266	0.242	0.216	0.192	0.179	0.163	0.154	0.147	0.136	0.131	0.125	0.120	0.118
2	100	14.0	2900	0.085	0.274	0.230	0.192	0.168	0.150	0.140	0.130	0.119	0.111	0.105	0.101	0.101	
3	140	14.0	2850	0.085	0.289	0.213	0.177	0.136	0.115	0.099	0.087	0.082	0.078				
4	170	14.0	2830	0.085	0.276	0.183	0.130	0.094	0.079	0.070	0.064	0.057	0.053				
5	180	14.0	2800	0.085	0.276	0.182	0.117	0.091	0.074	0.064	0.054	0.046	0.044				

7-2 Effect of Initial Moisture Content

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Dep. of bed (cm)	Mass vel. of air (kg/m²·hr)	Ratio D_i to D_c (—)	Moist. content of wheat (kg/kg) Time of drying (min.) 0	10	20	30	40	50	60	75	90
6	140	9.0	1980	0.085	0.205	0.155	0.126	0.101	0.088	0.085	0.079	0.073	0.071
7	140	9.0	1980	0.085	0.311	0.223	0.177	0.136	0.115	0.099	0.087	0.082	0.079
8	140	9.0	1980	0.085	0.324	0.224	0.170	0.136	0.114	0.097	0.092	0.082	0.078
9	140	9.0	1980	0.085	0.360	0.242	0.177	0.136	0.114	0.097	0.087	0.083	0.079
10	140	9.0	1980	0.085	0.442	0.296	0.208	0.155	0.138	0.106	0.095	0.085	0.078

7-3 Effect of Nozzle Diameter

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Dep. of bed (cm)	Mass vel. of air (kg/m²·hr)	Ratio D_i to D_c (—)	Moist. content of wheat (kg/kg) Time of drying (min.) 0	10	20	30	40	50	60	75	90
11	140	9.0	1980	0.065	0.324	0.218	0.166	0.130	0.112	0.099	0.093	0.082	0.079
12	140	9.0	1980	0.085	0.324	0.224	0.170	0.139	0.114	0.097	0.092	0.082	0.078
13	140	9.0	1980	0.110	0.324	0.230	0.174	0.134	0.111	0.102	0.094	0.081	0.077

7-4 Effect of Mass Velocity of Air

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Dep. of bed (cm)	Mass vel. of air (kg/m²·hr)	Ratio D_i to D_c (—)	Moist. content of wheat (kg/kg) Time of drying (min.) 0	10	20	30	40	50	60	75
14	140	11.5	2300	0.085	0.279	0.195	0.150	0.121	0.103	0.088	0.083	0.075
15	140	11.5	2650	0.085	0.285	0.199	0.151	0.112	0.092	0.086	0.081	0.075
16	140	11.5	3000	0.085	0.272	0.195	0.152	0.117	0.100	0.089	0.078	0.076

7-5 Effect of Bed Depth

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Dep. of bed (cm)	Mass vel. of air (kg/m²·hr)	Ratio D_i to D_c (—)	Moist. content of wheat (kg/kg) Time of drying (min.) 0	10	20	30	40	50	60	75	90
17	140	9.0	1980	0.110	0.324	0.230	0.174	0.134	0.111	0.102	0.094	0.081	0.077
18	140	12.5	1980	0.110	0.321	0.220	0.165	0.124	0.101	0.091	0.087	0.076	0.074
19	140	14.0	1980	0.110	0.321	0.224	0.170	0.133	0.112	0.097	0.087	0.080	0.076
20	140	21.0	1980	0.110	0.325	0.222	0.177	0.136	0.114	0.097	0.087	0.083	0.078

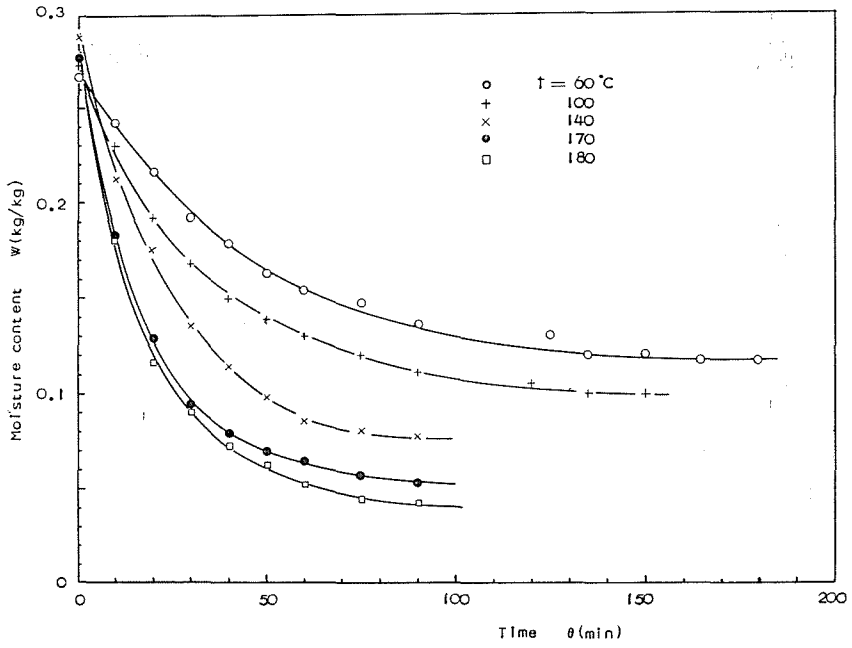

Fig. 15. Drying Curve-Effect of Inlet Air Temperature.

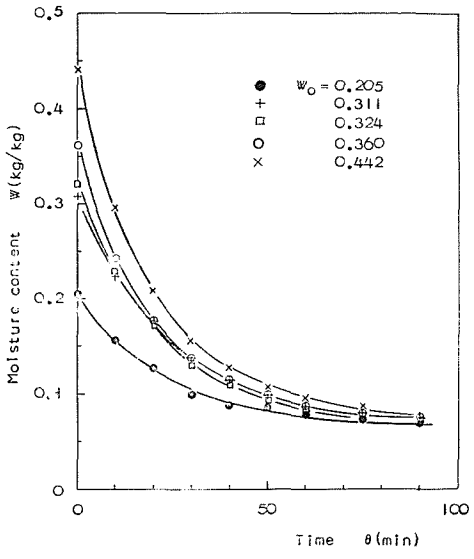

Fig. 16. Drying Curve-Effect of Initial Moisture Content.

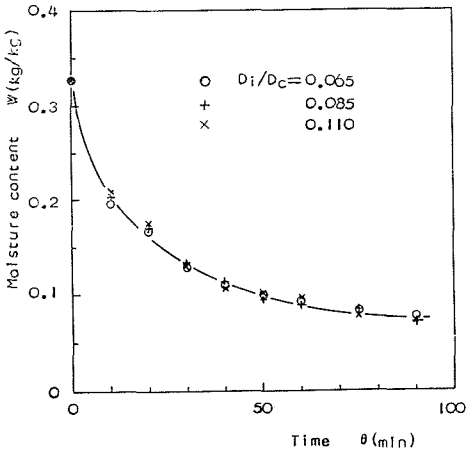

Fig. 17. Drying Curve-Effect of Nozzle Diameter.

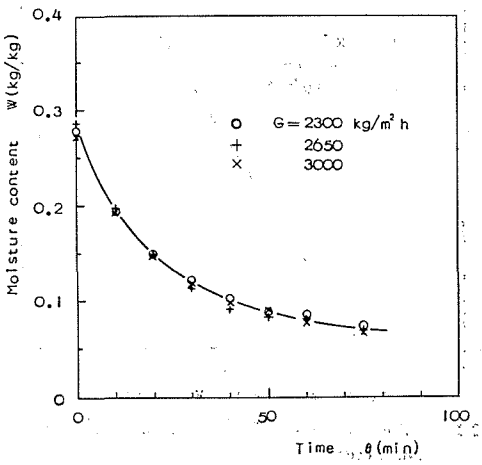

Fig. 18. Drying Curve-Effect of Mass Velocity of Air.

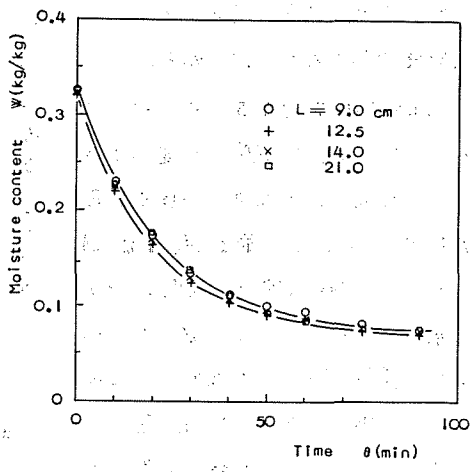

Fig. 19. Drying Curve-Effect of Bed Depth.

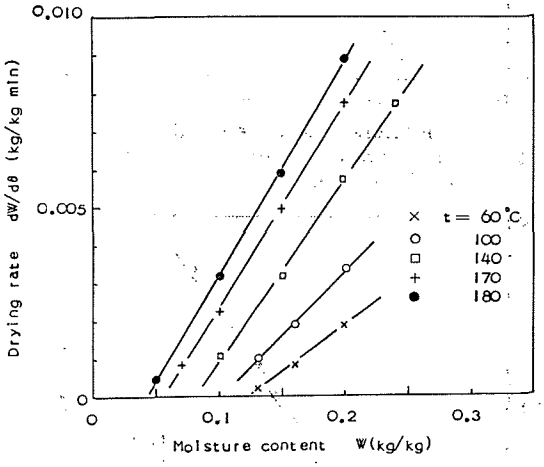

Fig. 20. Rate Curve of Drying-Effect of Inlet Air Temperature.

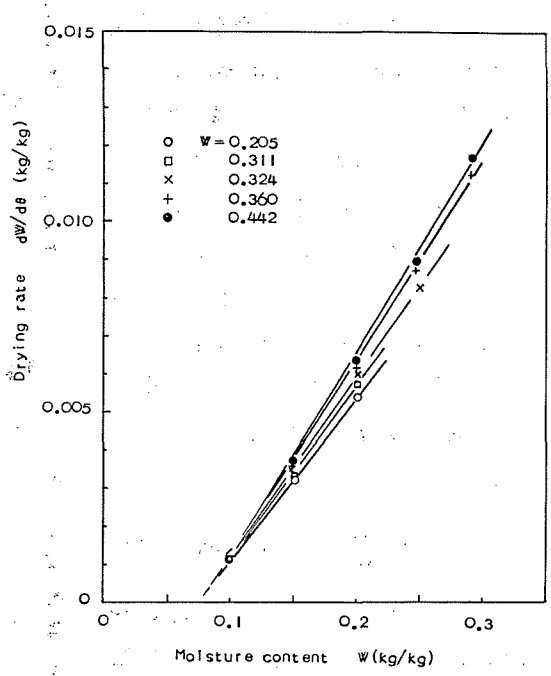

Fig. 21. Rate Curve of Drying-Effect of Initial Moisture Content.

は乾燥時間に対して含水率の変化を点綴したもので，初期含水率によって乾燥速度は変化することがわかる。

Table 7-3, 7-4, 7-5 はそれぞれノズル径の大きさ，空気質量速度および層高の乾燥速度におよぼす影響をしらべた結果で，Fig. 17, Fig. 18, Fig. 19 はこれらの実験結果を乾燥時間に対する含水率の変化に関して点綴したものである。図から明らかなように乾燥速度はノズル径の大きさや空気の質量速度や層高にはほとんど影響されないことが認められる。

また Fig. 20～24 は Fig. 15～19 において示した乾燥時間対含水率の変化の実験曲線に基づいて，dw/dt 対 w の関係を点綴した乾燥速度曲線である。

このように全実験域にわたり恒率乾燥段階が現われず減率乾燥段階のみである。すなわち小麦のように初期含水率が極めて低いものでは恒率乾燥段階は現われないものと考えられる。

減率乾燥段階では，乾燥速度は $(w-w_e)$ の関数として表わされ，一般に

$$-\frac{dw}{d\theta}=f_1(w-w_e) \qquad (6)$$

とおくことができる。そして Fig. 20～24 の如く乾燥速度曲線が直線とみなせる場合には (6) 式は

$$-\frac{dw}{d\theta}=k(w-w_e) \qquad (7)$$

とおける。本実験ではこの k を総括移動係数と名づけ，これを乾燥温度 (t),

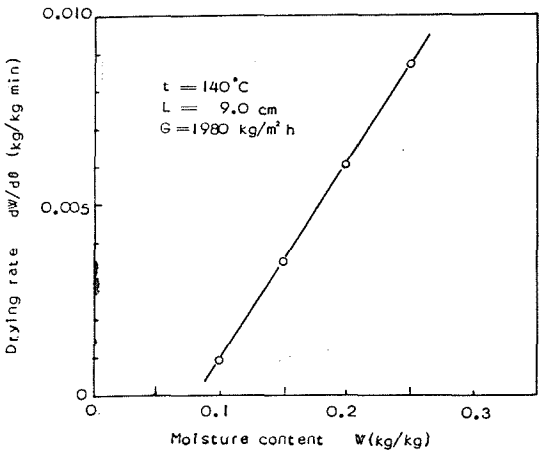

Fig. 22. Rate Curve of Drying-Effect of Nozzle Diameter.

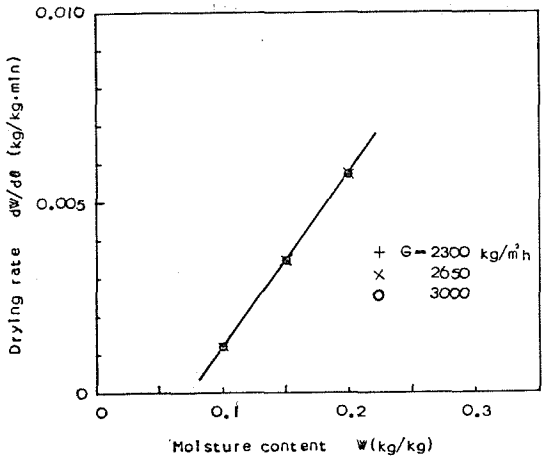

Fig. 23. Rate Curve of Drying-Effect of Mass Velocity of Air.

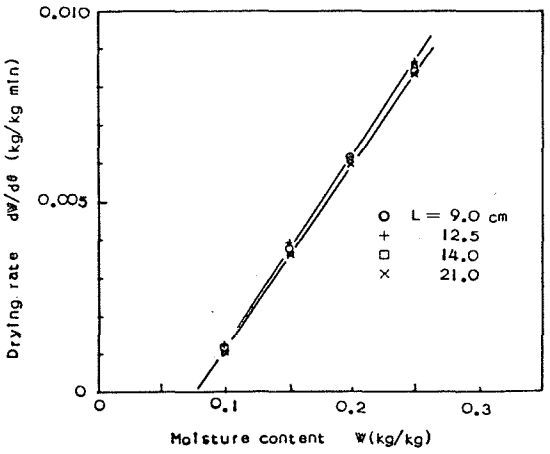

Fig. 24. Rate Curve of Drying-Effect of Bed Depth.

初期含水率 (w_0), 層高 (L), ノズル径 (D_i/D_c), 空気質量速度 (G) の関数で表わすことを試みた。すなわち

$$k = f_2(t,\ w_0,\ L,\ D_i/D_c,\ G) \tag{8}$$

とおいて，それぞれの変数に対する k の依存性をしらべる。Table 8 に Fig. 20～24 と (7) 式とより求めた k の値を示す。

Table 8 に示された k の値を図示したものが Fig. 25 と Fig. 26 である。Fig. 25 は入口空気温度 t に対して k の値を点綴したもので，この図から k は t の 3/4 乗に比例することがわかる。Fig. 26 は小麦の初期含水率 w_0 に対して k の値を点綴したもので，乾燥材料が植物のた

Table 8. Values of Overall Coefficient of Transfer

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Initial moist. content (kg/kg)	Bed depth (cm)	Ratio D_i to D_c (—)	Mass vel. of air (kg/m²·hr)	Overall coeff. of trans. (1/min)
1	60	0.266	14.0	0.085	2900	0.0250
2	100	0.274	14.0	0.085	2900	0.0340
3	140	0.289	14.0	0.085	2850	0.0472
4	170	0.276	14.0	0.085	2830	0.0517
5	180	0.276	14.0	0.085	2800	0.0563
6	140	0.205	9.0	0.085	1980	0.0439
7	140	0.311	9·0	0.085	1980	0.0472
8	140	0.324	9.0	0.085	1980	0.0492
9	140	0.360	9.0	0.085	1980	0.0500
10	140	0.442	9.0	0.085	1980	0.0502
11	140	0.324	9.0	0.065	1980	0.0492
12	140	0.324	9.0	0.085	1980	0.0492
13	140	0.324	9.0	0.110	1980	0.0492
14	140	0.279	11.5	0.085	2300	0.0468
15	140	0.285	11.5	0.085	2650	0.0468
16	140	0.272	11.5	0.085	3000	0.0468
17	140	0.324	9.0	0.110	1980	0.0485
18	140	0.321	12.5	0.110	1980	0.0496
19	140	0.321	14.0	0.110	1980	0.0491
20	140	0.325	21.0	0.110	1980	0.0487

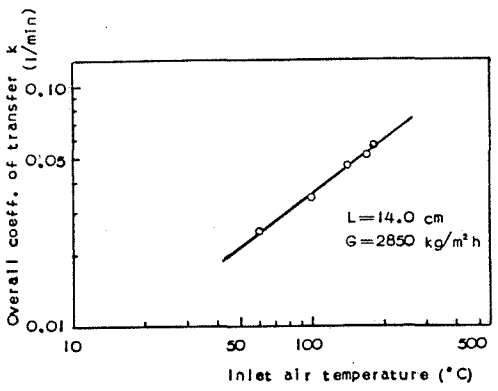

Fig. 25. Effect of Inlet Air Temperature on Overall Coeff. of Transfer.

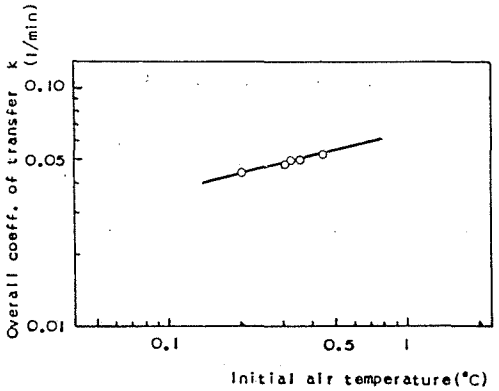

Fig. 26. Effect of Initial Moisture Content on Overall Coeff. of Transfer.

め，初期含水率を大きく変化させることはできないが，この範囲内では k は w_0 の 1/4 乗に比例することが認められる。一方層高，ノズル径の大きさ，空気質量速度は Table 8 から明らかなように k にはほとんど影響を与えないと思われる。また小麦の平衡含水率は空気の温度および湿度によって変化するが，本実験では空気の湿度の影響は無視できるので，湿度を一定として温度のみの関数と考え，Table 7 の実験結果より平衡含水率 w_e は

$$w_e = 0.16 - 0.06 \times 10^{-2}\, t \tag{9}$$

なる関係式で与えられることを導いた。したがって (7) 式で表わされる乾燥速度式は

$$-\frac{dw}{d\theta} = k_2 w_0^{\frac{1}{4}} t^{\frac{3}{4}} (w - w_e) \tag{10}$$

と書き直すことができ，Table 8 の実験値より (10) 式の定数 $k_2 = 0.0015$ と決定し，最終的には乾燥速度式は

$$-\frac{dw}{d\theta} = 0.0015\, w_0^{\frac{1}{4}} t^{\frac{3}{4}} (w - w_e) \tag{11}$$

で与えられる。したがって初期含水率 w_0 の小麦を乾燥した場合，乾燥時間 θ 後の含水率 w は (11) 式を積分した

$$\log \frac{w - w_e}{w_0 - w_e} = -0.00065\, w_0^{\frac{1}{4}} t^{\frac{3}{4}} \theta \tag{12}$$

(12) 式で与えられる。ただし (12) 式中の w_e は (9) 式で与えられる。(12) 式を用いると乾燥原料の初期含水率と乾燥温度を指定すれば，乾燥 θ 時間後の含水率が容易に求められる。

3・5 連続操作による小麦の乾燥

回分式操作と同様な方法により噴流層をつくり，この層内にロータリーフィーダーより一定速度で湿潤小麦を供給し，塔下部の排出管より乾燥粒子を取出す連続操作で小麦の乾燥実験をおこなった。得られた実験結果について (11) 式の妥当性を検討した。

さて回分式操作で得られた乾燥速度式を連続操作に適用する場合には容積効率 (E) を考慮しなければならない。一般に容積効率は同じ反応率の生成系物質を同じ割合で生成できるような回分式反応器と連続式反応器の容積の比で (13) 式で与えられる。

$$E = \left(\frac{V_b}{nV}\right)_{F,D} = \left(\frac{\theta_b}{n\theta_c}\right)_{F,D} \tag{13}$$

ただし V は反応器の容積，D は反応率，n は連続式操作の場合の反応器の数，θ_c は連続式の場合の平均滞留時間である。

本実験では回分式操作の乾燥速度式として (11) 式が，またその積分した形として (12) 式が与えられている。この (12) 式を

$$\frac{w - w_e}{w_0 - w_e} = e^{-k\theta_b}$$

と書き直し，本実験における反応率 D

$$D=1-\frac{w-w_e}{w_0-w_e} \tag{14}$$

とを組み合わせ，θ_b について整理すると

$$\theta_b=\frac{-\ln(1-D)}{k} \tag{15}$$

を得る。

一方連続式操作の場合には先に述べたように噴流層ではほぼ完全混合がおこなわれていると考えてよく，したがって塔内の粒子の含水率と排出粒子の含水率は等しいから，水分について次の物質収支の式が得られる。

$$w_0F=wF-\frac{dw}{d\theta}V \tag{16}$$

ただし F は乾燥固体を基準とした粒子の供給，排出速度である。この (16) 式に (7) 式を代入し，w について整理すると

$$w=\frac{w_0+kw_e\theta_c}{1+k\theta_c} \tag{17}$$

を得る。ただし $\theta_c=V/F$ で与えられる。この (17) 式に反応率 D に関する (14) 式を組み合わせると

$$\theta_c=\frac{1}{k}\cdot\frac{D}{1-D} \tag{18}$$

となる。したがって容積効率 E は (13) 式に (15) 式と (18) 式を代入し，本実験では $n=1$ とおけるから

$$E=\frac{\theta_b}{\theta_c}=-\frac{\ln(1-D)}{\frac{D}{1-D}} \tag{19}$$

すなわち θ_b について整理して次式 (20) が得られる。

$$\theta_b=-\frac{\ln(1-D)}{\frac{D}{1-D}} \tag{20}$$

そこで連続式操作によって得られた実験結果から含水率 w，初期含水率 w_0，乾燥温度 t の値を (12) 式に代入して θ_b を求め，さらにその θ_b を (20) 式に代入して連続式操作の場合の時間 θ_c に換算して，計算によって得られた平均滞留時間 θ_c と実験の場合の平均滞留時間 $[\theta_c]_{ob.}$ とが一致するかどうかを検討し，(11) 式の妥当性をしらべた。その結果を Table 9 に示す。

このように回分式操作で求めた乾燥速度式を容積効率を考慮したうえで連続式操作に適用した場合，所定の含水率に達する乾燥時間は実験値の方が計算値よりも必らず小さい。これは

Table 9. Data on Wheat Drying by Continuous System.

Experimental Conditions

Mass velocity of air 1980 (kg/m²·hr)
Bed depth 14.0 (cm)
Ratio D_i to D_c 0.085 (—)

RUN No.	Inlet air temp. (°C)	Initial moist. content (kg/kg)	Moist. content at outlet (kg/kg)	Mean residence time (min.)	Vol. eff. (—)	Ratio $(\bar{\theta}_c)_{ob.}$ to $(\bar{\theta}_c)_{calc.}$ (—)
1	70	0.238	0.168	43.2	0.635	0.815
2	100	0.286	0.182	33.4	0.647	0.908
3	100	0.266	0.157	42.1	0.560	0.753
4	100	0.250	0.154	45.4	0.588	0.867
5	100	0.239	0.149	42.3	0.568	0.772
6	100	0.208	0.142	41.7	0.603	0.853
7	100	0.300	0.178	35.7	0.605	0.805
8	120	0.263	0.152	38.0	0.583	0.870
9	145	0.300	0.146	33.7	0.542	0.755

Table 10. Comparison with Calculated Mean Residence Time

RUN No.	Observed mean residence time (min.)	Corrected volumetric efficiency (—)	Calculated mean residence time (min.)	Ratio $(\bar{\theta}_c)_{ob.}$ to $(\bar{\theta}_c)_{calc.}$ (—)
1	43.2	0.727	46.2	0.934
2	33.4	0.742	32.1	1.040
3	42.1	0.643	48.9	0.864
4	45.4	0.675	45.5	0.998
5	42.3	0.653	48.2	0.880
6	41.7	0.692	42.6	0.978
7	35.7	0.694	38.6	0.925
8	38.0	0.668	38.1	0.998
9	33.7	0.622	38.9	0.868

容積効率が実際には計算値よりも大きいために起るのであって，式を導く際に噴流層を完全混合とみなしたことが実験値と計算値の間に差を生ぜしめた原因と考えられる。

実際には3·3で述べたように噴流層は完全混合からややずれており，このずれがあまり大きくない範囲では，容積効率はピストン流れからのずれの大きさ $H.B$ の逆数に比例すると考える。そしてあらためて補正された容積効率 E' を求め，それを用いて再び連続式の場合の平均滞留時間を求めた。その結果を Table 10 に示す。このように容積効率に完全混合からのずれを考慮した場合にはほぼ満足すべき結果が得られ，(12) 式の乾燥速度式は装置の設計の際に充分役立つものと考える。

4. 総　　括

噴流層を用いて小麦の乾燥実験をおこない噴流層乾燥装置の設計に必要な資料を得るとともに，噴流層の基礎的性質についていくつかの考察をおこなった。噴流層方式による乾燥においては局所的過熱が避けられるため，充填方式よりも乾燥温度をあげることができ，したがって所期の含水率の製品を短時間の乾燥で得ることができる。また流動層に比べて粒子の破損も少ない。小麦の乾燥速度は主に乾燥温度と原料の初期含水率に影響されることが明らかになった。しかし大量処理の場合については層高，ガス流量の影響をさらに詳細に研究する必要があると考える。連続操作で小麦の乾燥をおこなう場合，(12)式と容積効率および補正係数を用いるならば，平均滞留時間と乾燥温度，原料の初期含水率を規定すれば，要求される含水率の製品を得ることができる。

なお乾燥温度として入口空気温度を用いたが，これは層の温度を用いるよりも，設計式として便利であると考えたためである。実際の場合として入口空気温度が 100℃ のとき，層内の温度は，本実験の条件では約 62～68℃ であった。また層内の温度分布については，噴流の中心部の温度が 62～68℃，環状部の移動層の温度は 60～65℃ であり，噴流層の機構より予想されるような大きな温度分布は実際には生じていないのであって層内はほぼ均一温度であると考えられる。

Nomenclature

D: Yield of dehydration (—)
D_c: Column diameter (cm)
D_i: Nozzle diameter (cm)
D_p: Particle diameter (cm)
E: Volumetric efficiency (—)
F: Solids bulk volumetric flow rate (cm^3/min.)
G: Mass velocity of gas based on empty column ($kg/m^2 \cdot hr$)
$H.B$: Holdback (—)
k_1, k_2: Constant (—)
k: Overall coefficient of transfer (1/min)
L: Bed depth (cm)
P_s: Spouting pressure drop (g/cm^2)
P_f: Fluidizing pressure drop (g/cm^2)
P_r: Reduced spouting pressure drop (—)
t: Temperature (℃)
U: Superficial gas velocity (cm/sec)
U_{ms}: Minimum superficial gas velocity for spouting (cm/sec)
U_r: Reduced superficial gas velocity (—)
v: Particle velocity (cm/sec)

V: Volume of bed (cm^3)
w: Moisture content of wheat (kg-water/kg-dry stock)
w_e: Equilibrium moisture content (kg/kg)
w_0: Initial moisture content (kg/kg)
ε: Void fraction (—)
θ: Time (min.)
$\bar{\theta}$: Mean residence time (min.)
μ_F: Gas viscosity (g/cm·sec)
ρ_F: Gas density (g/cm^3)
ρ_s: Particle density (g/cm^3)
ϕ: Shape factor (—)

References

1) 桐栄: 化学工学便覧, 569 (1959), 丸善.
2) Mathur, K. B. and Gishler, P. E.: A. I. Ch. E. Journal, **1**, 157 (1955).
3) 井本: 反応工学計算法, 299 (1963), 朝倉.
4) Leva, Max: Chem. Eng. Progr., **43**, 549 (1947).
5) Madonna, L. A. and Lama, R. F.: Ind. Eng. Chem., **52**, 169 (1960).
6) Happel, J.: Ind. Eng. Chem., **41**, 1161 (1949).
7) Malek, M. A. et al.: Ind. Eng. Chem. P. D. D., **4**, 125 (1965).
8) Becker, H. A.: Chem. Eng. Sci., **13**, 245 (1961).
9) Madonna, L. A.: Brit. Chem. Eng., **6**, 524 (1961).
10) 白井: 流動層, 76 (1961), 科学技術社.
11) Danckwerts, P. V.: Chem. Eng. Sci., **2**, 1 (1953).
12) Mathur, K. B. and Gishler, P. E.: J. Applied Chem., **5**, 624 (1955).
13) 久郷・向井田・渡辺: 北大工学部研究報告, 35 (1964).