熱噴流乾燥機における乾燥タンクの粒子排出特性*

林 直 人¹ 島 田 莊 平²

Discharging Characteristics of Particles from the Drying Tank in a Thermal Jet Dryer

by Naohito HAYASHI^a and Sohei SHIMADA^b

a. Doctoral Course Student, Department of Geosystem Engineering, Graduate School of Engineering, The University of Tokyo

b. Associate Professor, Institute of Environmental Studies, Graduate School of Frontier Sciences, The University of Tokyo, 7-3-1, Bunkyo-ku, Hongo, Tokyo, 113-0033, Japan (Corresponding author : E-mail : s-shimada@k.u-tokyo.ac.jp)

Authors are developing a thermal jet dryer for the purpose of weight and volume reduction and recycling of sludge dehydrated cake. In order to investigate the discharging characteristics of particles from the drying tank, which is disc type and set vertically, experiments using a cold model equipment with airflow at ambient temperature and calculations using a CFD software FLUENT were carried out. The following results were obtained. (1) Velocity and its tangential component of airflow in the tank are almost the same, so they could be measured by a one dimensional anemometer. It suggests that the Rankine eddy is generated in the tank. (2) By calculations using FLUENT, tangential velocity and direction profile of airflow in the tank were almost corresponding to experimental ones. (3) After feeding particles in the tank, velocity of airflow has decreased. Therefore, particles could not circulate along the inner wall and took off from it. This phenomenon contributed to the discharge of particles from the tank, and it was shown by FLUENT using two-way coupling calculation for gas-solid multiphase flow. (4) Experimental and calculated average residence time of particles in the tank were in the order of hundreds seconds. They corresponded with each other when the horizontal velocity ratio of particles-wall collisions was between 0.8 and 0.9.

KEY WORDS : Thermal Jet, Drying, Computational Fluid Dynamics(CFD), Gas-Solid Multiphase Flow, Two-Way Coupling, Average Residence Time

1. は じ め に

環境省による統計¹⁾によれば、わが国で平成12年度に排出された産業廃棄物の量は約4億600万t、一般廃棄物は約5,240万tに達し、前者の中でも汚泥は実に46.6%(約1億8,900万t)を占めている。汚泥は排出時にスラリーや脱水ケーキといった水分を多く含む形態が多いため、有効利用及び最終処分のどちらを目的にするにしろ十分な減量化が望まれ、実際その割合は83%にのぼる¹⁾。減量化の初期段階として、脱水プロセスと並び必要不可欠なのが乾燥プロセスであるが、最も排出量の多い下水汚泥(約7,480万t²⁾)のように粘着性が高く乾燥が困難であり、また付加価値も低い材料に対しては、技術的・経済的に満足出来る乾燥プロセスは確立されていない。従って現状では、最終処分される下水汚泥は水分約80%W.B.の脱水ケーキのままである割合が多い²⁾。焼却される場合でも、脱水までを行った汚泥処理プラントから焼却設備のあるプラントまでトラックで運び、脱水ケーキのまま焼却炉に投入する例が多いため³⁾、各汚泥処理プラントへの高効率な乾燥設備の導入が汚泥の運搬効率を高め、焼却や保存を容易にし、再生利

用の用途も増え、更なる広域処理に発展すると考える。

そこで本研究では、下水汚泥を始めとする有機性汚泥の脱水ケーキに対し、技術的・経済的に効率の高い乾燥システムを開発することを目的とした。乾燥には燃焼ガスを比較的低速な熱噴流として用い⁴⁾、円盤形縦置き処理タンク内で乾燥する方式を採用した。装置概要をFig.1に示す。材料はスクリーフィーダーより乾燥タンク(直径600mm、幅150mm)に投入され、接線方向から直径34mmのストレートノズルを経て導入される熱噴流と衝突し、タンク内を回転しながら解砕・乾燥が行われる。所定の水分まで乾燥されて軽くなった材料粒子のみが、側面中央にある直径100mmの出口より排出されるという仕組みである⁵⁾。

熱噴流を用いると排風量が増え顕熱量が多くなるが、被乾燥材料と熱噴流が直接接触するため、解砕・乾燥の同時進行により熱

Fig. 1 Thermal jet dryer experimental equipment.

* 2003年10月20日受付 2004年2月9日受理

1. 学生会員 東京大学大学院生 工学系研究科 地球システム工学専攻 博士後期課程

2. 普通会员 工博 東京大学大学院助教授 新領域創成科学研究科 環境学専攻 [著者連絡先] FAX 03-5841-7051 (東大・島田)

E-mail : s-shimada@k.u-tokyo.ac.jp

キーワード : 熱噴流, 乾燥, CFD, 固気混相流, 双方向カップリング, 平均滞留時間

効率が高くなり、更に熱噴流自体が材料の運搬も行うため、機械的な稼動部分が必要なく構造がシンプルとなるといった特長がある⁶⁾。熱噴流乾燥機を用い、下水汚泥脱水ケーキ、おから、染色加工工場排水汚泥脱水ケーキの乾燥実験を行ったところ、乾燥性能は材料のもつ乾燥特性よりも解砕されやすさに大きく影響を受け、また乾燥産物粒径及び乾燥タンク内粒子滞留時間の実験値は、サイクロンの分離粒径及び分離時間の理論値と比べ数百倍であるといった知見が得られた⁵⁾。

知見のうち後者に関しては、乾燥タンクが円盤形縦置きであり、かつ出口が側面中央に付いているという構造が大いに関係していると考えられる。そこで本報では、材料の解砕・乾燥が進むにつれて小さく軽くなった粒子のみが出口より排出されるという、今まで漠然と考えられていた排出メカニズムを明らかにし、タンク内粒子の流れ特性を把握することを目的にした。そのために、冷風を用いるコールドモデル実験装置を製作し、実験を行い、更に熱流体解析ソフト FLUENT(Ver.6.1) による計算を行った。

2. 気流速度分布測定実験

2・1 実験装置

本研究で開発中の熱噴流乾燥機において核となる部分は乾燥タンクであり、その内部における気流や粒子の流れを把握することは、タンク形状の最適化及びスケールアップ設計を試みる上で非常に重要である。そこで乾燥タンク部分を透明なアクリル製にしたコールドモデル実験装置を製作し、熱噴流の代わりに室温空気を用いて、まずは模擬タンク内気流速度分布を測定することにした。装置概要を Fig.2 に、模擬タンクの写真を Fig.3 に示す。但し乾燥実験装置の乾燥タンクと異なり、加工の難しさから、模擬タンク側面と曲面は直角に接合されている。ブロワーから導入された空気は、スチール製及び塩化ビニル製のパイプ、そしてスチール製ストレートノズル（直径 34mm）を通して模擬タンク（直径 600mm、幅 150mm）に供給される。空気はタンク中央にある出口（直径 100mm）より排出される。パイプ内流速をピトー管及び圧力計を用いて測定し、風量を計算する。

2・2 実験方法

タンク内気流については複雑な三次元旋回流が生じていると予想され、流れの正確な測定は困難であると考えていた。しかし熱流体解析ソフト FLUENT を用いた計算により、旋回流の接線方向速度が、半径方向速度、及び後述するように出口に向かう軸方

Fig. 2 Cold model experimental equipment.

Fig. 3 Photo of the simulated drying tank.

向速度と比べて非常に大きく、合成速度とほぼ等しくなるとの結果が得られた。但し出口パイプ中心からパイプ半径辺りまでは、軸方向速度も大きくなることが予想されている。従って気流は、中心付近を除き半径方向及び軸方向に関して速度成分がゼロで、接線方向にのみ速度をもつと仮定した。タンク側面及び曲面に開けた測定孔より、一次元流れ測定用風速計（柴田科学（株）製、WINDBOY ISA-80, SER.No.8Y1492）のプロープを挿入し、測定点における接線方向を一次元流れの向きとして得られる測定値を、接線方向速度と見なすことにした。

そこでブロワーから、15℃の空気を風量 112kg/h（ノズル流速 28m/sec）にて導入しながら、タンク側面にパイプ中心から 40, 80, 120, 160, 240, 270mm の距離に 8ヶ所づつ開けた測定孔に対し、深さ 37.5mm（タンク幅の 4 分の 1）、75mm（同 2 分の 1）、112.5mm（同 4 分の 3）だけプロープを挿入する。各位置にて 60sec 平均値をとって測定値とした。また、タンク曲面中心（深さ 75mm）にも設けられた 8ヶ所の測定孔からは、半径方向に深さ 10mm（中心からの距離 290mm）、70mm（同 230mm）、120mm（同 180mm）まで挿入し測定した。

2・3 実験値と計算値との比較

まずは FLUENT による計算領域と軸の設定を Fig.4 に示した。また、 $x=0$ 平面上の接線方向速度分布を Fig.5 に、 $y=0$ 平面上のものを Fig.6 に示す。それぞれには計算値も実線で加えた。FLUENT

Fig. 4 Definition of calculation region by FLUENT.

Fig. 5 Tangential velocity profile of airflow. (112kg/h, $x=0$ plane)

Fig. 6 Tangential velocity profile of airflow. (112kg/h, $y=0$ plane)

では有限体積法に基づく数値計算を行うため、タンクモデルを約 17 万個のコントロールボリュームに分割し、その 1 つ 1 つに対し Reynolds 方程式を解いている⁷⁾。乱流モデルには、旋回流の解析に適している⁸⁾ Reynolds 応力モデルを選択した。なお、FLUENT による計算について Appendix にまとめた。

Fig.5 及び Fig.6 より、中心軸上を除いて全体的に実験値と計算値が近かった。中心から出口パイプ径である 50mm までは、半径と接線方向速度が比例する強制渦、その外側から 200mm 程度までは、半径の 0.5 ～ 0.9 乗が接線方向速度と反比例する準自由渦を形成している。このような組み合わせ渦は、サイクロン内部流れに特徴的なものである⁹⁾。従って FLUENT による計算はある程度精度の良いものであるといえる。ここで確認のために、 $x=0$ 及び $y=0$ 平面上における軸方向速度分布の計算値を Fig.7 に示す。半径 75mm より外側では、接線方向速度成分と比べて非常に小さな値を示し、その内側で突然大きくなっていることが分かる。ピークは半径 50mm である。なお、半径 30mm 以内では吸い込み（軸方向速度が負）が起こっていることが示され、実際実験中に出口に手をかざして確認することが出来た。

3. 風向分布測定実験

3・1 実験方法

次にタンク内気流の向きを調べるため、竹の棒（直径 3mm）に 50mm の糸を吊るし、タンク曲面に開けてある測定孔（ $z=75$ 平面上）から挿入した。この様子をデジタルカメラで撮影し、写真を用いた手動処理によって風向分布を得ることが出来た。風向分布取得までの具体的な方法を以下に示す。

- ① ブローを起動して室温空気（15℃、風量 112kg/h）を導入し、タンク曲面の測定孔より所定の距離だけ竹の棒を挿入する。
- ② タンク側面より 300mm 離れた位置にデジタルカメラを設置し、レンズ中心を糸の結び目と同じ高さに合わせて写真を 3 枚撮る。
- ③ 3 枚の中から糸の流れ方が平均的なものを 1 枚選び、糸の中心から先端にかけて矢印を描く。また、矢印の上下端から、写真内座標上で最も近くにある目盛りに点線を引く（Fig.8 の A 及び B）。
- ④ 隣目盛りまで引いた点線（Fig.8 の C）の画面上の長さを得、これが実際は 50mm であることから、比例計算によって③で描いた 2 本の点線の長さを求める。
- ⑤ 矢印の上下端の実際の座標を得、Excel に入力する。

3・2 実験値と計算値との比較

前節の方法により得た風向分布図を、FLUENT による計算で得た流速ベクトル分布と重ねて Fig.9 に示す。矢印の長さは全て一定であり、速度の大きさを示すものではないが、FLUENT によるベクトル分布においては色が合成速度の大きさに対応し、矢印の長さは z 一定面（ $x-y$ 平面）に平行な速度成分の大きさを表している。

Fig.9 を見ると、中心に向かうにつれて矢印がやや内向きになっており、計算値と同じ傾向を示していることが分かる。計算結果からは、ノズルとの合流地点における速度が最も大きくなることが分かった。

Fig. 7 Axial velocity profile of airflow. (112kg/h)

Fig. 8 Photo example in getting airflow direction profile.

Fig. 9 Velocity vector profile of airflow by FLUENT and direction profile. (112kg/h, $z=75$ plane)

4. タンク内粒子平均滞留時間測定実験

4・1 タンクからの排出メカニズムに関する考察

乾燥装置において装置内材料滞留時間は非常に重要な情報であり、運転条件のみならず装置の大きさにも関わってくるものである。おからや染色加工工場排水汚泥脱水ケーキを用いた乾燥実験でも、乾燥タンク内固形分のホールドアップ量測定を行い、固形分のフィード量で割ることによって平均滞留時間を算出してきた⁵⁾。その結果、気流乾燥機の一つとしては非常に長い100～400secという値をとることが分かった。これは通常の気流乾燥機とは異なり、円盤形縦置きタンク内で解砕・乾燥を行うという特徴があるからである。

しかしFLUENTを用い、予め計算しておいたタンク内流れ領域に、球形粒子（おからと同じく密度930kg/m³）1個を入れて挙動を計算したところ、直径1μm以下の粒子でない限り半永久的に出口から排出されず、1μm以下の場合1secかからずに排出されてしまうことが分かった。それ以上の大きさになると粒子に働く遠心力が大きくなってしまふからである。乾燥実験で得た乾燥産物平均粒径は200～800μmであり、10mmを超える粒子が排出したこともある。そこで当初漠然と考えられていたような、解砕・乾燥されて軽くなった小粒子のみが熱風流れに乗って排出されるというメカニズムを、明確に把握する必要性を感じた。

まず、既に乾燥しており、かつ余り解砕しないような材料をコールドモデル実験装置の模擬タンクに入れ、どのような挙動を示すか観察することにした。材料にはポリスチレンペレット、油粕（肥料用）、ウッドチップ（クルミ）、精白米、ピンポン球を用意し、予めタンク内に所定量入れておいてからブロワーを起動した。その結果、ピンポン球を除く材料粒子は、ノズル出口脇に溜まってしまうという現象が起こった。これは模擬タンクの側面部分と曲面部分が直角に接合しているためである。乾燥タンクの曲面部分は滑らかに曲げられているため、このような現象は起こっていないと思われる。アクリルという材質はスチールと比べて摩擦が大きいこともあるだろうが、いわゆるデッドゾーンが存在することが分かった。

溜まっていない粒子は気流に乗り、タンク内部曲面に沿って旋回しているのだが、投入量が増えると気流も粒子も速度が落ちてゆく。従って曲面に沿って上り切れず、途中で曲面を離れて放物線を描きながら落下する粒子が現れてくる様子が観察出来た。この様子をカスケードイングと呼ぶ。そこで、側面中央にある出口から数百マイクロメートルの粒子が排出されるメカニズムは、カスケードイングにより出口の前を横切る粒子が、出口に向かう軸方向の気流に乗って排出されるのではないかと予想した（Fig.10）。即ち気流及び粒子の速度低下と重力の影響が、排出メカニズムの鍵を握っているといえる。これを確かめるべく投入量を増やしていったが、排出状態に至る前にデッドゾーンに溜まる量が増える

Fig. 10 Expected particles' tracks in the drying tank.

一方であったため確認出来なかった。

一方、ピンポン球は他の材料と比べて粒径が大きい（直径40mm、2.6g/個）ため、一部に溜まることなく内部曲面に沿って旋回した。ブロワーより空気を導入し（15℃、112kg/h）、予め投入しておくピンポン球の数を5個ずつ増やしていったところ、40個からカスケードイングが非定常的に出現し始め、45個以上では常に存在するようになった。また同じく45個以上で、出口に吸い込まれて排出される球が現れてきた。模擬タンクに材料フィード口があったとすれば、フィードされる球の数と排出される数が同じになる状態が定常状態といえるだろう。以上より、予想した排出メカニズムはある程度正しいと考えられ、追加検証としてタンク出口がサイクロンのごとく下に向くようにし、ピンポン球60個入れた実験を行ったが、気流及び球の速度がかなり落ちて全くと排出がなかったことから裏付けられる。汚泥脱水ケーキの乾燥粒子とピンポン球では物理的特性がかなり異なるが、タンクより排出される基本的なメカニズムは同じと考えられる。

4・2 実験目的

前節で述べた排出メカニズムにより平均滞留時間が数百秒となることを、FLUENTを用いた計算によって示せば、タンク内流れを計算機内でほぼ再現出来るようになったといえる。従ってFLUENTを用いたタンク形状の最適化設計やスケールアップ設計を行うことも可能になると考えられる。そこで流れ特性のみに着目したデータを取得するため、熱風ではなく室温空気を流した時の平均滞留時間を測定することにした。但し平均滞留時間は、タンク内ホールドアップ量をフィード量で割って得るものであるため、ホールドアップ量を測定する実験を行うことになる。

4・3 実験方法

コールドモデル実験装置の模擬タンクには材料フィード口がなく、また前述のようにデッドゾーンが存在するため、乾燥実験装置（Fig.1）の乾燥タンクを用いることにした。この場合、ブロワー容量の違いにより風量を最大400kg/h程度（コールドモデル実験装置の場合112kg/h）までとれるが、当然内部の観察が出来ない。材料には乾燥していて粒径が揃っており、かつ砕けにくいものを試した結果、精白米を用いることにした。精白米の物性値をTable 1に示し、以下に実験手順を記す。Table 1において形状係数とは、等体積球相当径を用いた球の表面積と、米粒の表面積との比に当たる⁷⁾。

まずホッパーに米を30kg程度投入しておき、風量を265kg/h（15℃、ノズル流速70m/sec）に設定して装置を起動する。そして所定のフィード量で乾燥タンク内に米を供給し、サイクロン下部から排出される量がほぼ一定となるまでおよそ20分間待つ。その間ホッパー内の量を保つべく、適宜米を追加する。定常状態に達したら、サイクロンからの5分間の排出量を測定してフィード量を計算する。その後フィーダーとブロワーを同時に止め、タンク内の米を掻き出して重量を測定する。変化パラメーターはフィード量のみであり、設定条件ごとに以上の操作を繰り返した。

Table 1 Characteristics of a rice particle.

Average length [mm]	Average width [mm]	Average thickness [mm]	Average mass [g/particle]
5.2	2.9	2.1	2.0×10^{-2}
Equivalent volume diameter [mm]		Shape factor [-]	Density [kg/m ³]
3.0		0.93	1.4×10^3

Fig. 11 Correlation between feed rate and holdup.

Fig. 12 Correlation between feed rate and average residence time.

4・4 実験結果

フィード量とホールドアップ量との関係を Fig.11 に、また粒子平均滞留時間との関係を Fig.12 に示す。図の中で白抜きのプロットは、後述する計算結果である。

フィード量が増えると、ホールドアップ量は 2 次曲線を描きながら増加し、0.5 ～ 1.1kg 程度であった。これを各フィード量で割れば平均滞留時間が算出され、やはり数百秒のオーダーであることが分かった。現段階では被乾燥材料として想定していないが、この滞留時間の長さは、食品や薬品といった熱変性による影響が考えられるものに対しては望ましくないだろう。ホールドアップは徐々に増えてゆく様子が分かるが、平均滞留時間はフィード量約 10kg/h まで急激に減少し、15kg/h 以降殆ど一定となった。

なお、ノズル流速 70m/sec ではフィード量 25kg/h 程度が限界であり、これを超えるとホールドアップが異常に増えて回転が止まってしまったが、ノズル流速を 100m/sec に上げた時には限界フィード量が 130kg/h を超えた。従って風量を調整することにより、フィード量を比較的多くとることが出来るが、今後、ノズル流速（風量）と限界フィード量（限界ホールドアップ量）との関係を把握しておく必要がある。

4・5 FLUENT による計算

実験結果と比較するため、FLUENT を用いて平均滞留時間の計算を試みた。15°C の空気をノズル流速 70m/sec でタンクに供給し、収束した流れ場に仮想米粒子（球形、粒径 3mm、密度 1,400kg/m³、形状係数 0.93）をフィードする。

4・5・1 粒子挙動計算 粒子の挙動計算には、FLUENT に搭載されている DPM(Discrete Phase Model) を使用した。ここでは Lagrange 的に、粒子同士の影響は考慮されず 1 個づつ独立して行われるが、気流より影響を受け、また与えることが出来る（双方向カップリング）。離散要素法 (DEM) といった粒子同士の相互作用まで考慮する方法は、現時点では数万個の粒子の三次元挙動計算には時間がかかり過ぎる。しかも、挙動を数百秒後まで追うと

なるとまず不可能に近い。

今まで行われてきたサイクロン内部粒子挙動の計算では、気流から粒子への影響が一方通行であったが（一方向カップリング）¹⁰⁻¹²⁾、粒子が入ると気流の速度がかなり落ち¹³⁾、また 4・1 で述べたように速度低下が排出メカニズムの鍵を握っているため、粒子から気流に与える影響をも考慮している点に特徴がある。

粒子 1 個の x 方向に関する計算式は

$$m_p \frac{dv_{xp}}{dt} = \frac{1}{2} \rho C_D A_p (v_x - v_{xp})^2 + (m_p - m) g_x + F_x$$

で表される。粒子の運動量変化は、気流による Newton 抵抗と浮力、重力、その他外力によってもたらされるとしており、粒子の回転

の影響までは考慮していない。ここで m_p は粒子質量 $\left(= \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_p \right)$ 、 d_p は粒径、 ρ_p は粒子密度、 v_{xp} は粒子の x 方向速度、 ρ は空気密度、 C_D は抵抗係数、 A_p は粒子断面積 $\left(= \frac{\pi}{4} d_p^2 \right)$ 、 v_x は気流の x 方向速度、 m は粒子と同体積の空気質量 $\left(= \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho \right)$ 、 g_x は重力加速度の x 成分、 F_x はその他外力 (Saffman 揚力や Brown 力等) の x 成分である。今回、 F_x については無視出来るものとした。なお、形状係数は C_D の計算式に含まれている¹⁴⁾。

4・5・2 平均滞留時間計算 粒子の平均滞留時間を得るためには、所定のフィード量を投入した上での定常状態を得なければならない。まず、ノズル流速 70m/sec(265kg/h) で空気を供給して収束した流れ場に、代表粒子を 100 ～ 200 個投入して数百秒分の挙動計算を行う。あくまで代表粒子であるため、フィード量を粒子個数で割った量が、各代表粒子と同じ挙動を行うと仮定している。挙動計算後、粒子が気流によって得た運動量を計算し、その分だけ気流の運動量が失われたとして気流速度を更新する。更新された流れ場に再び粒子を投入して挙動計算を行う。この方法を繰り返して計算を進めてゆくと、粒子の集まっているタンク内壁付近の気流速度が次第に落ちてゆき、排出口から粒子が排出されるようになる。粒子が排出されると、その粒子の通ってきた同じ軌道を、フィード量を粒子個数で割った量が定常的に通るとして処理される。更に繰り返し計算を行い、投入した粒子が全て排出し、かつ気流速度や乱流運動エネルギー、乱流渦散逸率、Reynolds 応力の変化が 10⁻³ 以下となった時に、収束に至ったとする。

定常時の流れ場を得た後は、新たに粒子 1,000 ～ 2,000 個を投入して滞留時間分布、及び平均滞留時間を求めることが可能である。各フィード量に対して平均滞留時間を算出し、フィード量で割ればホールドアップ量となる。ホールドアップ量及び平均滞留時間の計算結果は、それぞれ Fig.11 及び 12 に示してある。ここで $e_h[-]$ は粒子 - 壁間衝突前後の水平方向速度比であり、用いた値は 0.8 及び 0.9 であった。垂直方向速度比については、1 未満にすると回転を重ねるうちに速度が減少し過ぎ、静止してしまう粒子が多く出現したため¹⁵⁾、1 に設定した。

4・6 実験値と計算値との比較

Fig.11 を見ると、計算値の $e_h=0.8$ の場合には、フィード量に余り関係なくホールドアップ量が 0.5kg 前後となっている。これは Fig.12 より分かるように、平均滞留時間がフィード量が増えるにつれて減少しているためである。フィード量 4kg/h では実験値とほぼ一致しているが、増加と共に差が増えている。これはタンク内粒子が増えるにつれ、衝突といった相互作用によって、排出を妨げる方向に働くからであろう。従って $e_h=0.8$ の場合、粒子が独立して挙動すると仮定出来るのは、せいぜい 15kg/h までといえる。

$e_h=0.9$ の場合には、Fig.11 を見る通りホールドアップ量が 1kg 前後となった。平均滞留時間はフィード量 22kg/h で実験値とほぼ一致しているが、フィード量が少ないと大きな値になる傾向がある。

以上より、粒子間相互作用の影響が少ない場合は $e_h=0.8$ 、大きい場合は $e_h=0.9$ に設定すれば、粒子が独立に挙動するとしても、ある程度精度の良い予測が可能であると考えられる。今回用いた e_h を、粒子同士の衝突等の相互作用、反発係数、摩擦係数をも含めたパラメーターとして考えれば、その値が 0.8～0.9 の間を推移し、フィード量と共に増加する傾向を得たことには意味がある。

滞留時間分布の例として $e_h=0.9$ 、フィード量 22kg/h の時に、1,000 個の粒子に対して計算したものを Fig.13 に示す。横軸に滞留時間、縦軸に粒子個数の累積割合をとった。平均滞留時間は全粒子の滞留時間の合計を個数で割ったものであるが、175sec までに約 60% の粒子が排出しており、滞留時間の長い少数の粒子が、平均値を大きくしていることが予想される。平均滞留時間そのものよりも、粒子流れにはほぼ完全混合流れを仮定出来、数秒で排出される粒子もあれば、1,000sec 近くまで滞留するものもあると予測されたことが重要である。このような排出特性をもつ乾燥タンク内で乾燥を行えば、平均水分としては任意の乾燥産物が得られるもの⁵⁾、高水分のまま排出される粒子と、過乾燥状態で滞留し続けるものが存在しており望ましくない。従って出来るだけ滞留時間のばらつきを減らし、しかしながら乾燥タンクを有することによる解砕・乾燥の同時進行という特徴を活かせるような、乾燥タンク形状を見つけてゆくことが今後の課題となる。そのためには試作品を多く製作するよりも、CFD 計算による精度の高い予測が有効な方法となり得るだろう。

同じく $e_h=0.9$ 、フィード量 22kg/h の時の、タンク内合成速度分布を Fig.14(a) に示す。(b) には、粒子を供給する前の速度分布を

Fig. 13 Residence time distribution. ($e_h=0.9$, feed rate 22kg/h)

(a) Steady state

示した。粒子を入れることによって、ノズル出口を含め速度がかなり落ちていることがよく分かる。半径±300mm 付近の速度より考えると、回転している粒子の速度は 5m/sec 程度となる。

5. ま と め

熱噴流乾燥機の中で核となる乾燥タンク内流れの把握、及び粒子の排出メカニズムを解明するため、コールドモデル実験装置による実験的解析を行い、熱流体解析ソフト FLUENT を用いた数値計算結果と比較した。以下に今回得られた知見をまとめる。

- (1) タンク内気流の合成速度は接線方向速度とほぼ同じであり、一次元流れ測定用風速計によって測定することが出来る。その結果、タンク内にはサイクロン同様、強制渦と準自由渦の組み合わせ渦が発生していることが分かった。
- (2) FLUENT を用いた計算の結果、タンク内気流接線速度分布及び風向分布は実験値とほぼ一致した。
- (3) タンク内に粒子が投入されると気流速度が落ちてゆき、重力に打ち勝てず内壁に沿って旋回出来なくなり、ある位置で壁から離れカスケードを行うようになる。従って粒子の排出メカニズムは、このようにして排出口の前を横切る粒子のうち一部が、出口に向かう気流に乗って排出されるというものであることが分かった。これは FLUENT を用い、双方向カップリングによる固気混相流計算によって確かめられ、タンク内は完全混合槽に近いことが予測された。
- (4) タンク内米粒子平均滞留時間の実験値は数秒であり、粒子-壁間衝突前後の水平方向速度比を 0.8～0.9 とすることにより、FLUENT を用いた計算と一致した。

謝辞 本研究の一部は、財団法人日本科学協会による笹川科学研究助成金の助成を受けた。ここに記して謝意を示す。また実験を行うに当たり、装置の使用を快く許可して下さい、荏原実業(株)朝井能明氏、梅原秀之氏に深く感謝する。

Appendix

1. 基礎方程式

流れは非圧縮性を仮定出来るため、連続の式及び Navier-Stokes 式をテンソル表記すると

$$\frac{\partial v_i}{\partial x_i} = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$\rho \frac{\partial v_i}{\partial t} + \rho v_j \frac{\partial v_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\partial v_i}{\partial x_j} \right) \quad \dots\dots\dots (2)$$

ここで、 $i, j=1 \sim 3$, v は気流速度成分, x は直交座標, ρ は空気密度, p は圧力, μ は粘度を表す。また明らかに乱流であるため、次式

(b) Initial state

Fig. 14 Velocity profile of airflow. ($e_h=0.9$, feed rate 22kg/h)

のように速度及び圧力を時間平均成分と変動成分に分けて考える。

$$v_i = \bar{v}_i + v'_i \quad p = \bar{p} + p'$$

これらを式 (1) 及び (2) に代入し、時間平均をとって整理すると

$$\rho \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial t} + \rho \bar{v}_j \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial x_j} = -\frac{\partial \bar{p}}{\partial x_i} + \mu \frac{\partial}{\partial x_j} \left(\frac{\partial \bar{v}_i}{\partial x_j} \right) - \rho \frac{\partial}{\partial x_j} (\bar{v}_i v'_j) \dots\dots\dots (3)$$

これが Reynolds 方程式である。FLUENT ではこの式を離散化し、代数方程式に直して数値的に解くのであるが、そのためには新たに付加している Reynolds 応力 $-\rho \bar{v}_i v'_j$ のモデル化が必要である。今回選択した Reynolds 応力モデルは、 $-\rho \bar{v}_i v'_j$ の輸送方程式全 6 式を解くものである。

2. Reynolds 応力輸送方程式

Reynolds 応力輸送方程式は Gibson-Lander¹⁶⁾により、以下のよう導かれた。

$$\begin{aligned} & \rho \frac{\partial}{\partial t} (\bar{v}_i v'_j) + \rho \frac{\partial}{\partial x_k} (\bar{v}_k \bar{v}_i v'_j) \\ &= -\frac{\partial}{\partial x_k} \left[\rho \bar{v}_i v'_j v'_k + p' (\delta_{kj} v'_i + \delta_{ik} v'_j) \right] + \mu \frac{\partial}{\partial x_k} \left[\frac{\partial}{\partial x_k} (\bar{v}_i v'_j) \right] \\ & \quad - \rho \left(\bar{v}_i v'_k \frac{\partial \bar{v}_j}{\partial x_k} + \bar{v}_j v'_k \frac{\partial \bar{v}_i}{\partial x_k} \right) + p' \left(\frac{\partial v'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v'_j}{\partial x_i} \right) - 2\mu \frac{\partial v'_i}{\partial x_k} \frac{\partial v'_j}{\partial x_k} \\ &= D_{T,ij} + D_{L,ij} - P_{ij} + \phi_{ij} - \varepsilon_{ij} \dots\dots\dots (4) \end{aligned}$$

ここで右辺第 1 項 $D_{T,ij}$ を乱流拡散項、第 2 項 $D_{L,ij}$ を分子拡散項、第 3 項 P_{ij} を応力生成項、第 4 項 ϕ_{ij} を圧力・ひずみ項、第 5 項 ε_{ij} を散逸項という。この方程式を閉じるためには $D_{T,ij}$, ϕ_{ij} , そして ε_{ij} のモデル化が必要である。

FLUENT では $D_{T,ij}$ を

$$D_{T,ij} = \frac{\partial}{\partial x_k} \left(\frac{\mu_t}{\sigma_k} \frac{\partial \bar{v}_i v'_j}{\partial x_k} \right)$$

で表す。ここで乱流粘性係数 $\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}$ 、定数 $C_\mu = 0.09$ 、 k は乱

流運動エネルギー $\left(= \frac{1}{2} \bar{v}_i v'_i \right)$ 、定数 $\sigma_k = 0.82$ である。 ε は乱流渦散逸率であり、次の輸送方程式を解いて得られる。

$$\rho \frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \rho \frac{\partial}{\partial x_i} (\varepsilon \bar{v}_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{\varepsilon 1} \frac{1}{2} P_{ii} \frac{\varepsilon}{k} - C_{\varepsilon 2} \rho \frac{\varepsilon^2}{k}$$

定数 $\sigma_\varepsilon = 1.0$ 、 $C_{\varepsilon 1} = 1.44$ 、 $C_{\varepsilon 2} = 1.92$ であり、 P_{ii} は前述の応力生成項を用いて算出する。

圧力・ひずみ項 ϕ_{ij} についてはまず、以下のように分解が行われる。

$$\phi_{ij} = \phi_{ij,1} + \phi_{ij,2} + \phi_{ij,w}$$

$\phi_{ij,1}$ はスロー・ターム、 $\phi_{ij,2}$ はラピッド・ターム、 $\phi_{ij,w}$ は壁面反射項と呼ばれ、以下のようにモデル化される。

$$\phi_{ij,1} = -C_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left(\bar{v}_i v'_j - \frac{2}{3} \delta_{ij} k \right)$$

$$\phi_{ij,2} = -C_2 \left[(P_{ij} - C_{ij}) - \frac{2}{3} \delta_{ij} (P - C) \right]$$

$$\begin{aligned} \phi_{ij,w} = & C'_1 \rho \frac{\varepsilon}{k} \left(\bar{v}_k v'_m n_k n_m \delta_{ij} - \frac{3}{2} \bar{v}_i v'_k n_j n_k - \frac{3}{2} \bar{v}_j v'_k n_i n_k \right) \frac{k^{\frac{3}{2}}}{C_l \varepsilon d} \\ & + C'_2 \left(\phi_{km,2} n_k n_m \delta_{ij} - \frac{3}{2} \phi_{ik,2} n_j n_k - \frac{3}{2} \phi_{jk,2} n_i n_k \right) \frac{k^{\frac{3}{2}}}{C_l \varepsilon d} \end{aligned}$$

ここで定数 $C_1 = 1.8$ 、 $C_2 = 0.60$ であり、 C_{ij} は式 (4) の左辺第 2 項

(対流項) $\left(= \rho \frac{\partial}{\partial x_k} (\bar{v}_k \bar{v}_i v'_j) \right)$ 、 $P = \frac{1}{2} P_{kk}$ 、 $C = \frac{1}{2} C_{kk}$ を表す。また定数

$C'_1 = 0.5$ 、 $C'_2 = 0.3$ 、 n_k は壁に垂直な単位ベクトルの x_k 成分、 d は壁までの距離である。 C_l については $C_\mu = 0.09$ 、Karman 定数 $\kappa = 0.4187$ を用い

$$C_l = \frac{C_\mu^{\frac{3}{4}}}{\kappa}$$

と定義される。

最後に散逸項 ε_{ij} は次のようにモデル化される。

$$\varepsilon_{ij} = \frac{2}{3} \rho \delta_{ij} \varepsilon$$

References

- 1) Japan Ministry of the Environment Official Home Page : <http://www.env.go.jp/>
- 2) Japan Sewage Works Association Official Home Page : <http://www.alpha-web.ne.jp/jswa/>
- 3) Japan Sewage Works Association : Statistics of Sewage Works on Administration (for fiscal 2001), **58**(2003), 1358-1427.
- 4) M. Takahashi and Y. Asai : Kagaku-Sochi, **42**(2000), 79-83.
- 5) N. Hayashi, H. Umehara, Y. Asai and S. Shimada : Haikibutsu-Gakkai-Ronbunshi, **14** (2003), 43-50.
- 6) S. Shimada : *Flame Jet Engineering Nyumon*, (Sangyo Tosho, Tokyo, 1995), pp.107-109.
- 7) Fluent, Inc : FLUENT 6.1 Documentation CD, (2003).
- 8) O. Kitamura, M. Yamamoto, C. Arakawa and Y. Kawata : Nihon-Kikai-Gakkai-Ronbunshu (B hen), **59**(1993), 185-190.
- 9) A. Ogawa : *Cyclone Bunriki*, (Kato Chudokan, Tokyo, 1980), pp.21-51.
- 10) W. D. Griffiths and F. Boysan : J. Aerosol Sci., **27**(1996), 281-304.
- 11) O. Kitamura and M. Yamamoto : Nihon-Kikai-Gakkai-Ronbunshu (B hen), **60**(1994), 24-31.
- 12) T. Yamamoto, K. Okanishi, S. Watanabe, J. Ma, E. Shinoda, C. Yun, K. Fukui and H. Yoshida : Kagaku-Kogaku-Ronbunshu, **23**(1997), 885-891.
- 13) S. A. Nebra, M. A. Silva and A. S. Mujumdar : Drying Tech., **18**(2000), 791-832.
- 14) S. A. Morsi and A. J. Alexander : J. Fluid Mech., **55**(1972), 193-208.
- 15) Y. Tsuji : *Kukiyuso no Kiso*, (Yokendo, Tokyo, 1984), pp.52-56.
- 16) M. M. Gibson and B. E. Launder : J. Fluid Mech., **86**(1978), 491-511.