

고체입자 순환유동층 열교환기의 유동특성

이병창* · 안수환** · 김원철** · 이윤표***

Characteristics of Fluid Flow in a Solid Particle Circulating Fluidized Heat Exchanger

B. C. Lee*, S. W. Ahn**, W. C. Kim**, Y. P. Lee***

Key Words: Fluidized Bed Heat Exchanger(순환유동층 열교환기), Solid Particle(고체입자), Drag Coefficient(항력계수), Fouling(오염), Relative Velocity(상대속도)

Abstract

The commercial viability of heat exchanger is mainly dependent on their long-term fouling characteristics because the fouling increases the pressure loss and degrades the thermal performance of a heat exchanger. An experimental study was performed to investigate the characteristics of fluid flow in a fluidized bed heat exchanger with circulating various solid particles. The present work showed that the drag force coefficients of particles in the internal flow were higher than in the external flow, in addition, they were lower with the shapes of particles being closer to the spherical geometries.

기호설명

- A 접촉면
- C_d 마찰저항계수
- D 직경
- D_p 수력직경
- F_b 부력
- F_d 저항력
- F_g 중력
- g 중력가속도
- Re 레이놀즈수
- U_r 상대속도
- U 유체속도
- V 고체입자의 체적
- v 동점성계수

1. 서론

오염(fouling)이란 열교환기의 압력손실을 증가시키고 열적성능을 감소시키는 열전달표면에 부착된 퇴적물로 정의된다. 순환 유체 속에 이물질이 포함될 경우 오염(fouling) 억제문제가 중요하다. 전열면의 열전달성능은 오염(fouling)여부에 따라 결정된다. 실제로 오염(fouling)의 열저항은 전체 열저항의 절반을 초과하는 경우도 종종 있다. 열전달표면의 오염문제는 평활면과 핀 등을 설치한 열전달 촉진면 모두 중요하다. 열교환기에서 오염(fouling)문제는 일반적으로 작동 유체가 기체보다 액체 일 경우 더욱 심각하다. 열교환기 오염(fouling)을 소제하는 수동적(passive) 방법에는 열교환기를 오염(fouling)이 발생되지 않는 조건에서 운전하는 방법과 열교환기 튜브내부에 테이프(tape)나 베인(vane) 등을 삽입하거나 순환유동층 열교환기를 사용하는 방법이 있다. 열교환기내 유동하는 유체 속에 고체입자를 첨가하여 순환유동층 열교환기 성능을 향상시키는 방법에 관하여 몇몇 연구자들에 의하여 연구되고

* 경상대학교 대학원
 ** 경상대학교 수송기계공학과
 *** 한국과학기술연구원 열유동제어

있다.⁽¹⁾ 고체입자는 열용량이 커서 열교환기 전 열면적에 부딪혀 전열효율을 증가시켜 열교환기의 소형화가 가능하며 장시간 사용에 의해 발생하는 오염을 제거하는 청소 기능을 갖게 한다. 그러므로 주기적인 인위적 세정작업이 필요 없고 세정약품에 의한 2차적인 오염원이 발생하지 않고 경제성을 향상시킨다. 오염(fouling)이 중요시 되는 곳에서 순환유동층 열교환기가 성공적으로 사용되고 있다. 이러한 순환유동층 열교환기는 미국에서 Hatch와 Wetch⁽²⁾에 의해 처음 조수기(desalination system)의 브라인(brine) 가열기로 개발되었다. 순환유동층 열교환기 제작에 필요한 연구에서 Basu와 Nag⁽³⁾는 피상속도(superficial velocity), 고체입자 유량, 고체입자의 크기 등을 변화시켜 조사한 결과 벽면으로부터의 열전달은 부유(suspension)비중에 비례하나, 고체입자 유량이 일정한 상태에서 유동속도를 증가시키면 열전달율은 감소함을 보였다. 그리고 Grace⁽⁴⁾는 순환유동층밀도가 열전달에 큰 영향을 미친다고 예측하였으며, 이러한 예측은 Fraley et al.⁽⁵⁾, Kiang et al.⁽⁶⁾ 그리고 Stromberg⁽⁷⁾의 실험자료에 기초를 두었다. 국내에서는 Lee and Park⁽⁸⁾은 열교환기 내부의 유동을 프로그 흐름으로 가정하여 고체입자 이동층과 관벽사이의 열전달에 대한 연구를 실험과 이론적으로 수행하였다. 그리고 이 등⁽⁹⁾이 공기를 작동유체로 한 순환유동층 열교환기에서 열교환기 직경, 배플관 구멍직경, 그리고 혼합실 높이를 변수로 하여 열전달계수와 압력강하에 대해 조사하였다. 이 등⁽¹⁰⁾ 2 mm와 3mm 직경의 유리입자를 대상으로 한 가시화 실험을 통하여 유체입자의 거동특성을 조사한 뒤 열전달 실험과 장시간에 걸친 오염(fouling)실험을 행하여 농축폐수 시스템에 적용할 수 있는 순환유동층 열교환기 제작에 필요한 기초자료를 제공하였다.

본 연구에서는 고체입자의 자연순환에 의하여 오염물질을 세정함으로써 오염(fouling)이 되지 않는 최적의 순환유동층 열교환기를 개발하는데 필요한 자료를 제공하고자 유리입자, 철, 구리, 알루미늄등 다양한 입자들에 대하여 CCD 카메라를 이용한 가시화 실험을 통해 유동특성과 고체입자의 거동을 고찰하고자 한다.

2. 실험장치 및 방법

Fig. 1 은 가시화실험과 열전달 실험을 동시에 할 수 있는 실험장치의 개략도이다. 작동유체는 오염도가 낮은 수돗물을 사용하였다. 순환유량은 정지밸브와 바이패스 장치에 의해 조절하였다. 유량계는 적층식을 사용하였고 시험부 입구에 1개와 출구에 2개를 설치하였다. 가시화용 시험부에는 투명 아크릴재료를 사용하여 CCD카메라 촬영에 용이하도록 하였다. 시험부의 높이는 705 mm이고 통(shell)의 직경은 80.4 mm, 다관(tubes)의 직경은 13.86 mm로 하였다. 실험에 사용된 입자들은 Fig. 2에서와 같이 유리(ball, 직경 3mm) 1종, 알루미늄(cylinder, 직경 3mm와 2 mm) 2종, 구리(cylinder, 직경 2.5mm) 1종, 강(cylinder, 직경 2 mm와 2.5 mm) 2종으로 모두 6종이며 체적은 모두 동일하게 하였다. 시험부 출구측에 스크린을 설치하여 고체입자들이 밖으로 나가지 않게 하였고, 입구측에는 입구관을 U자형으로 제작하여 운전이 정지시에는 입자들이 U관의 아래 부분쪽으로 입자들이 모이게 하여 더 이상 입자들이 전진되지 않게 하였다. 시험부에는 통(shell)내부에 수돗물을 채우고 그 속에 관들(tubes)을 설치하였으며 내부 다관 간에 유체와 고체입자가 순환되도록 하였다.

주의의 온도는 22℃에서 24℃사이였고 유체순환은 자석식(magnetic type) 펌프를 사용하여 고체입자나 오염된 환경에서 작동에 문제가 없도록 하였다. 열전달 실험장치는 스테인레스 강(SUS 304)로 제작하였다. Fig. 1과 같이 가시화 시험부와 열전달 시험부는 밸브에 의해 분리되므로 가시화 실험을 행할 때에는 유체순환이 열전달 시험부측에는 가지 않도록 하였다.

Table 1 Details of particles in fluidized bed

Classification	Material	Geometry	Dimension
Case (A)	glass	ball	3mm Φ
Case (B)	Al	cylinder	2mm Φ , 4.5mmL
Case (C)	Al	cylinder	3mm Φ , 2mmL
Case (D)	steel	cylinder	2.5mm Φ , 2.88mmL
Case (E)	steel	cylinder	3mm Φ , 2mmL
Case (F)	Cu	cylinder	2.5mm Φ , 2.88mmL

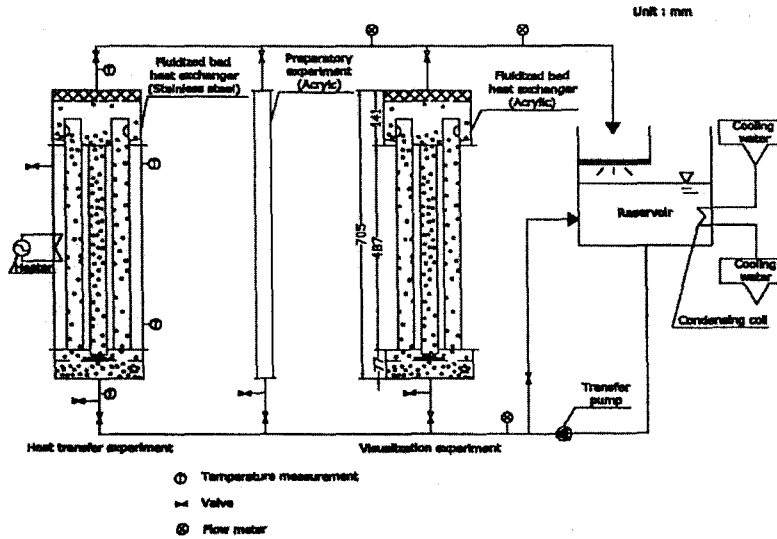


Fig. 1 Schematic diagram of experimental setup

본 연구의 불확실성(uncertainty) 계산은 Kline and McClintock⁽¹¹⁾에 의한 방법으로 계산하였으며 유속, 상대속도, 항력계수의 불확실성은 각각 $\pm 0.7\%$, $\pm 8.7\%$, 그리고 $\pm 17.4\%$ 이었다.

3. 이론해석

유동중인 유체속의 고체입자에 작용하는 힘은 Fig. 2와 같이 작용한다. 고체입자의 체적과 밀도를 각각 V 와 ρ_p 라 하면 중력 g 에서 고체입자에 작용하는 중력(F_g)은

$$F_g = V \rho_p g \quad (1)$$

이다. 이 힘은 고체입자의 유동방향이나 속도크기에 관계없이 일정하게 작용한다. 고체입자 주위유체에 대한 부력(F_b)은 주위유체와 밀도 차에 의해서 발생하는 힘이다. 고체입자 주위를 지나 는 유체의 밀도를 ρ_w 라 하면 부력(F_b)는 다음과 같이 표시된다.

$$F_b = V \rho_w g \quad (2)$$

그리고 고체입자에 작용하는 외력으로서 유체의 저항력은 고체입자와 주위유체와의 점성에 의

해 발생하는 힘이다. 접촉면적을 A 로 두면 마찰계수에 관한 일반적 정의로부터 유체의 저항력(F_d)은 아래와 같다.

$$F_d = 0.5 \rho_w U_r^2 C_d A \quad (3)$$

여기서 U_r 은 고체입자와 유체와의 상대속도이고 C_d 는 마찰저항계수이다. 그리고 레이놀즈수 (Re)는 다음과 같이 정의하였다.

$$Re = \frac{U_r D_c}{\nu_w} \quad (4)$$

여기서 ν_w 는 유체의 동점성계수이고, D_c 는 고체입자의 수력직경이다. 고체입자에 작용하는 힘들의 균형식은 아래와 같이 나타낼 수 있다.

$$-F_g + F_b + F_d = 0 \quad (5)$$

중력, 부력 그리고 유체저항력에 관한 식을 식 (5)에 대입하면 다음과 같다.

$$-V \rho_p g + V \rho_w g + 0.5 \rho_w U_r^2 C_d A = 0 \quad (6)$$

식(6)에서 특정의 고체입자에 대한 상대속도로 부터 마찰저항계수(C_d)를 구할 수 있다.

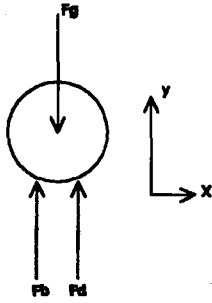


Fig. 2 Forces acting on a solid particle

4. 결과 및 고찰

Fig. 3(a)와 (b)는 입자의 거동에 대한 가시화 실험의 결과이다. 실험의 조건에서 유체가 유동하는 관의 직경은 13.86mm이고 체적은 74200 mm³로 같게 한 원통에서 Table 1의 Case (B)와 (C)에 대한 입자거동을 나타낸다. Fig. 3(a)의 경우 유

속이 0.321 m/s 일 때 충격파장은 6.3mm이고 유속이 0.764 m/s 일 때 충격파장은 33mm인 것처럼 전체적으로 유속이 증가할수록 처음 충돌지점과 다음 충돌지점 간의 거리(충격파장으로 정의함)는 훨씬 크게 증가하였다. 유속보다 파장의 변화가 훨씬 큰 것은 베르누이 법칙에서 기인한 것이라 사료된다. 그리고 Fig. 3(a)보다 Fig. 3(b)의 경우에서 충격파장이 길었다. 이는 동일한 체적에서 직경이 2mm인 실린더 형 입자(Fig. 3(b))가 직경이 3mm인 실린더 형 입자(Fig. 3(a))보다 표면적이 크므로 유체저항력이 증가되었기 때문이라 사료된다.

Fig. 4는 고체입자들이 관내 유체속도변화에 따른 고체입자들의 상대속도를 보여준다. 밀도의 크기에 의하여 구리인 경우 상대속도가 가장 크고 알루미늄이 가장 작았다. 강의 경우 직경이 2mm보다 2.5mm에서 상대속도가 컸는데 이는 구(ball)에 가까운 2.5mm 고체입자가 유체유동에 안정적이기 때문이라 사료된다. 비교를 위하여 3mm 직경의 구리구슬에 대한 이 등⁽¹⁰⁾의 결과를

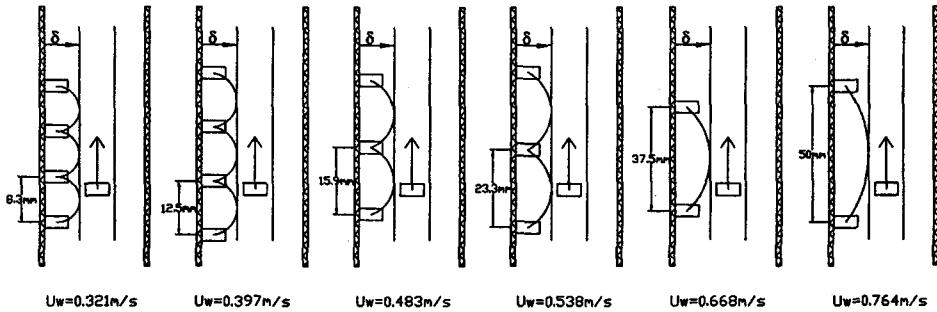


Fig. 3(a) Collision pattern of the particle near the tube wall for 2mm dia. Al

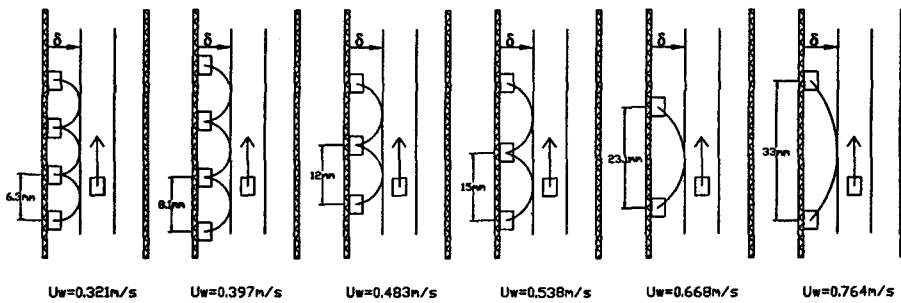


Fig. 3(b) Collision pattern of the particle near the tube wall for 3mm dia. Al

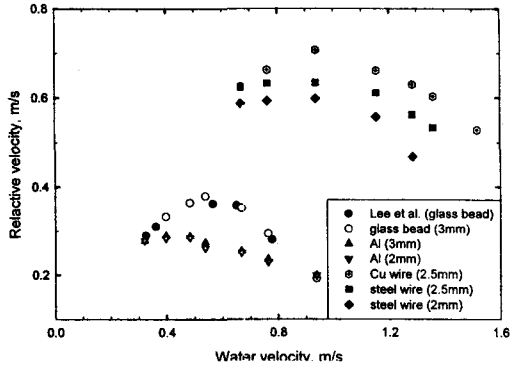


Fig. 4 Relative velocity versus water velocity

포함하였다. 본 연구의 결과와 잘 일치함을 보였다. Fig. 5는 유속이 0.538과 1.154m/s인 경우 고체입자의 형상에 따른 상대속도를 나타낸다. Fig. 5에서와 같이 강철의 경우가 알루미늄보다 훨씬 상대속도가 컸다. 관내에서 고체입자가 상승하지 않는 최대유체속도(종말속도)는 직경 3mm 유리(ball)의 경우 0.346m/s, 알루미늄(cylinder) 직경 2와 3mm의 경우 각각 0.278, 0.284m/s, 구리 직경 2.5mm(cylinder)의 경우 0.648m/s, 강(cylinder) 직경 2와 2.5 mm의 경우 각각 0.550, 0.627m/s이었다.

Fig. 6은 유체의 속도변화에 따른 1cm 높이의 관내벽면에 고체입자가 충돌하는 횟수를 나타낸다. 알루미늄보다 밀도가 큰 구리에서 충돌횟수가 컸으며, 이는 중력에 의한 결과로 사료된다. 전체적으로 유체속도가 증가할수록 충돌횟수가 감소하였다. 구리입자의 경우 1.3 m/s이상의 유속에서는 충돌이 이루어지지 않고 상승하였다. 이는 부력이 상대적으로 증가하여 관통시간이 줄어들기 때문이라 사료된다. 입자가 충돌이 이루어지지 않고 상승하면 고체입자에 의한 오염(fouling) 감소현상은 크게 나타나지 않으며 열전달계수의 향상에도 기대할 수 없게 된다. 고체입자의 충돌은 벽면근처의 고체입자만 충돌이 이루어졌고 관중심부의 고체입자는 충돌이 없이 계속 상승하였다. 이는 유속의 크기와 관의 직경 그리고 고체입자의 형상에 따라 입자가 충돌없이 상승하는 액체층의 두께(δ)의 값이 달라지는 것으로 사료된다고 보고 있으나 정량적인 자료에 대해서는 심도 있는 연구가 요구된다.

Fig. 7은 레이놀즈수에 따른 항력계수의 변화를

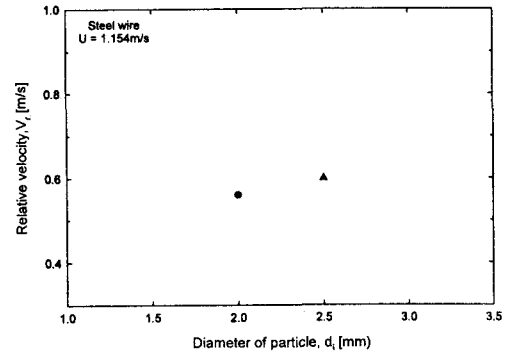
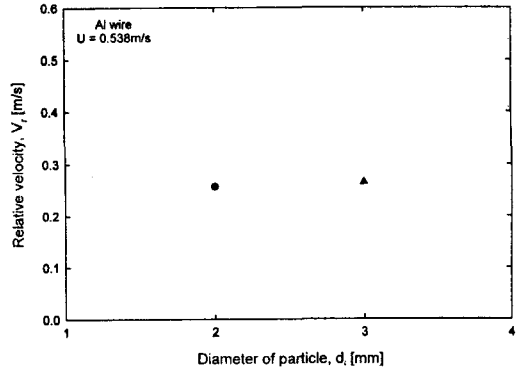


Fig. 5 Variation of relative velocity against particle diameter

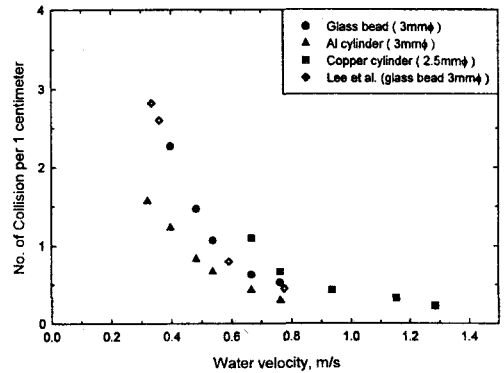


Fig. 6 Collision pattern of the particle near the tube wall

보여준다. 비중이 클수록 항력계수가 증가하는데 이는 비중이 큰 고체입자일수록 점성력이 증가하기 때문이라 사료된다. 비교를 위하여 유리 구슬입자에 대한 Hinds⁽¹²⁾의 결과를 포함하였다. 본 연구의 결과보다 값이 작았다. 이는 본 연구

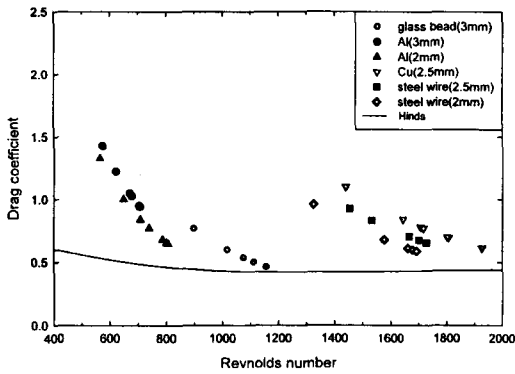


Fig. 7 Drag coefficient versus Reynolds number

의 경우는 긴 튜브의 내부유동인데 반해 Hinds⁽¹²⁾의 결과는 외부유동이므로 유동형상의 차이에 기인한 것이라 사료된다.

5. 결론

고체입자를 순환유동시켜 오염(fouling)을 방지하고 열전달을 촉진시키는 순환유동층 열교환기의 기초적인 연구로부터 얻은 결론은 다양한 입자에 따른 유동특성을 아래와 같이 나타내었다.

- 1) 관내에서 유속이 증가할수록 유속의 변화보다 처음 충돌지점과 다음 충돌지점 간의 거리가 증가가 훨씬 컸다.
- 2) 유체속도가 증가할수록 충돌횟수가 감소하였다. 구리의 경우 1.3 m/s 이상의 유속에서는 충돌이 이루어지지 않고 상승하였다.
- 3) 비중이 클수록 항력계수가 증가하였고 내부유동일 경우가 외부유동일 경우보다 항력계수가 컸다.

후기

이 논문은 2000년 해양한국발전프로그램사업과 두뇌한국 21사업에 의하여 지원되었음

참고문헌

(1) Bhattacharya, S. C. and Luong, P. H., 1994, Modelling Heat Transfer in a Circulating Fluidized Bed, *Int. J. of Energy Research*, Vol.

18, pp. 1-7.

(2) Hatch, L. P. and Weth, G. G., 1970, Scale Control in High Temperature Distillation Utilizing Fluidized Bed Heat Exchanger, R & D Progress Report, No. 571.

(3) Basu, P. and Nag, P. K., 1987, An Investigation into Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds, *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, Vol. 30, No. 11, pp. 2399-2409.

(4) Grace, J. R., 1986, Heat Transfer in Circulating Fluidized Beds, In *Circulating Fluidized Bed Technology* (Edited by Basu, P.) pp. 63-81, Pergamon Press, Canada.

(5) Fraley, L., Lin, Y. Y., Hsiao, K. H. and Solbakken, A., 1983, Heat Transfer Coefficient in Circulating Bed Reactor, ASME Paper 83-HT-92, Seattle.

(6) Kiang, K. D., Liu, K. T., Nack, H. and Oxley, J. H., 1976, Heat Transfer in Fast Fluidized Beds, In *Fluidization Technology* (Edited by Keairns) Vol. 2, pp. 471-483. Hemisphere, Washington, DC.

(7) Stromberg, L., 1982, Experiences of Coal Combustion in a Fast Fluidized Bed, *Proc. 7th International Fluidized Bed Combustion Conference*, Vol. 2, pp. 1152-1163.

(8) Lee, K. B. and Park, S. I., 1994, Heat Transfer to a Downward Moving Solid Particle Bed Through a Circular Tube, *Trans. KSME*, Vol. 18, No. 6, pp. 1551-1558.

(9) 이금배, 전용두, 박상일, 2000, 고체입자 순환 유동층 열교환기의 열전달률 및 압력강하 측정, *설비공학논문집*, 제 12권, 제 9호, pp. 817-824.

(10) 이윤표, 윤성영, 정중수, 김내현, 1995, 순환 유동층 열교환기내의 화올링 저감 및 열전달 향상 기구, *공기조화냉동공학논문집*, 제 7권 3호, pp. 450-460.

(11) Kline, S. J. and McClintock, F. A., 1953, Describing Uncertainties in Single-Sample Experiment, *Mechanical Engineering*, Vol. 75, pp. 3-8.

(12) Hinds, W. C., 1982, *Aerosol Technology*, Chap. 3, Wiley & Sons, New York.