

รายการอ้างอิง

1. Parker, H.W. Air pollution. Englewood Cliffs, NJ : Prentice Hall, 1977.
2. Richard C. Flagan, and John H. Seinfeld. Fundamental of Air pollution Engineering. (n.p., n.d.)
3. Cheremisinoff, N.P., and Young, R. Pollution Engineering Practice Handbook. Ann-Arbor Science, 1976.
4. Theodore, L., and Buonicore, A.J. Industrial air pollution control equipment for Particulates. Cleveland, OH : CRC, 1976.
5. Johnstone, H.F., and Robert, M.H. Deposition of aerosol particles from moving gas streams. J. Ind. Eng. Chem. 41(1949) : p.2417.
6. Johnstone, H.F., Field, R.B., and Tassler, M.C. Gas absorption and aerosol collection in a venturi atomizer. J. Ind. Eng. Chem. 46(1954) : p.1601.
7. Calvert, S. Handbook of air pollution technology. (n.p.), 1984.
8. Yunus A. Cengel., and Michael A. Boles. Thermodynamics. Hightstown, N.J : McGraw Hill, 1989.
9. John T. Pfeffer. Solid Waste Management Engineering. NJ : Prentice Hall, 1992.
10. Tomany, J.P. Air pollution: The emission. the regulation & the controls. NY : American Elsevier, 1975.
11. Howard E. Hesketh. Air pollution control. Pennsylvania : Technomics, 1991.
12. American Society of Heating Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, ASHRAE HANDBOOK FUNDAMENTALS. ASHRAE, 1993.
13. ชงชัย พรรณสวัสดิ์ และคนอื่นๆ คู่มือวิเคราะห์น้ำเสีย. กรุงเทพมหานคร : สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย, 2540.
14. Dullien, F.A.L Introduction to industrial gas cleaning. Sandiago, CA : Academics, 1989.

15. Holman, J.P. Experiment methods for engineers. 6th ed. Hightstown, NJ : McGraw Hill, 1994.
16. Fox, R.W., and McDonald, A.T. Introduction to fluid mechanics 3rd ed. : John Wiley & Sons, 1985.
17. ASME. Flow Measurement Instruments and Apparatus. USA : Power Test Codes Committee, 1959.
18. สมศักดิ์ กิระดิวุฒิศรชัย. หลักการและการใช้งานเครื่องมือวัดอุตสาหกรรม. กรุงเทพมหานคร : สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี (ไทย-ญี่ปุ่น), 2540.
19. สมศรี จรุงเรือง การศึกษาและออกแบบเตาเผามูลฝอยชนิดสองห้องเผาไหม้. ว.ศ.ท. วารสาร. (2542).
20. Spraying Systems Company. General Purpose Industrial Spray Nozzles. G.P. Catalog 52M., Spraying Systems Co., (n.d.)
21. Hydraulic Institute. Pipe friction manual. 3rd ed. Cleveland, OH : Hydraulic Institute, 1961.

บรรณานุกรม

1. Fisher Controls Company. Control Valve Handbook. 2nd ed. Marshalltown, IA : Fisher Controls International, 1977.
2. Mahajan, S.P. Pollution control in process industries. (n.p.) , 1985.

ภาคผนวก ก

การหาค่าความหนาแน่นของแก๊ส

ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อน สามารถหาได้จากสมการกฎของแก๊สในอุดมคติ (Ideal gas' Law) ดังนี้

$$Pv = R_{\text{flue-gas}} T \quad (\text{ก-1})$$

เมื่อ P = ความดันของแก๊ส; Pa
 v = ค่าปริมาตรจำเพาะของแก๊ส; m^3/kg
 T = อุณหภูมิของแก๊ส; K
 $R_{\text{flue-gas}}$ = ค่าคงที่ของแก๊สไอเสีย; $\text{kPa}\cdot\text{m}^3/\text{kg}\cdot\text{K}$

โดยที่ $R_{\text{flue-gas}} = \frac{R_u}{M}$ เมื่อ M = มวลโมเลกุลของแก๊สเสีย มีค่าประมาณ 29 g/mol

$$\text{ดังนั้น } R_{\text{flue-gas}} = \frac{8.3144}{M} = 0.286 \text{ kPa}\cdot\text{m}^3/\text{kg}\cdot\text{K} \quad (\text{ก-2})$$

จะได้ ค่าความหนาแน่นของแก๊สเสีย (ρ_g) เท่ากับ

$$\rho_g = \frac{P}{R_{\text{flue-gas}} T} \quad \text{เมื่อ } R_{\text{flue-gas}} = 0.286 \text{ kPa}\cdot\text{m}^3/\text{kg}\cdot\text{K} \quad (\text{ก-3})$$

โดยที่ ค่าความดันของแก๊ส (P) หาได้จากค่าความสูงแตกต่างของระดับน้ำในमानometer ดังนี้

$$P = \rho_w g \Delta h_w \quad (\text{ก-4})$$

เมื่อ ρ_w = ความหนาแน่นของน้ำในमानometer มีค่าเท่ากับ $996 \text{ kg}/\text{m}^3$ ที่ 29°C
 g = ค่าความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงโลก มีค่าเท่ากับ $9.81 \text{ m}/\text{s}^2$
 Δh_w = ค่าความสูงแตกต่างของระดับน้ำในमानometer รูปตัว U; $\text{m}\cdot\text{H}_2\text{O}$

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผาผลาญกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \text{ gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรูออร์ฟิซ 1.5 mm ได้ผลการทดลองดังนี้

ตำแหน่งที่วัด	ค่าความดันเฉลี่ย (mm.H ₂ O)	อุณหภูมิเฉลี่ย (°C)
ตำแหน่งของแก๊สที่ออกจากเตาเผาหลังการ bypass; i	11.72	158
ตำแหน่งของแก๊สที่ไหลเข้าท่อชักตัวอย่าง; samp	10.50	143
ตำแหน่งของแก๊สที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค; sys	3.50	156
ตำแหน่งของแก๊สที่ออกจากเครื่องเก็บอนุภาค; o	3.44	84

จากสมการ (ก-4) สามารถคำนวณหาค่าความดันของแก๊สที่ออกจากเตาเผาหลังการ bypass (P_i) ดังนี้

$$\begin{aligned} P_i &= (996 \times 9.81 \times 0.01172) \\ &= 114.513 \text{ Pa.Gauge หรือ } 101.439 \text{ kPa.Absolute} \end{aligned}$$

แทนค่า ความดัน (P_i) และอุณหภูมิ (T_g) เฉลี่ยของแก๊สร้อนที่ออกจากเตาเผาหลังการ bypass ลงในสมการ (ก-3) จะได้ว่า

$$\begin{aligned} \rho_{g_i} &= \frac{101.439}{0.286 \times (158 + 273.15)} \\ &= 0.80 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

ดังนั้น ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อนที่ออกจากเตาเผาหลังการ bypass ทั้ง (ρ_{g_i}) สำหรับเงื่อนไขในการทดลองที่ 1 มีค่าเท่ากับ 0.822 kg/m^3

ในทำนองเดียวกัน ก็จะสามารถหาค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อนที่ตำแหน่งต่างๆ ในการทดลองที่ 1 ได้จากสมการที่ (ก-3) และ (ก-4) ซึ่งได้ผลการทดลอง ดังนี้

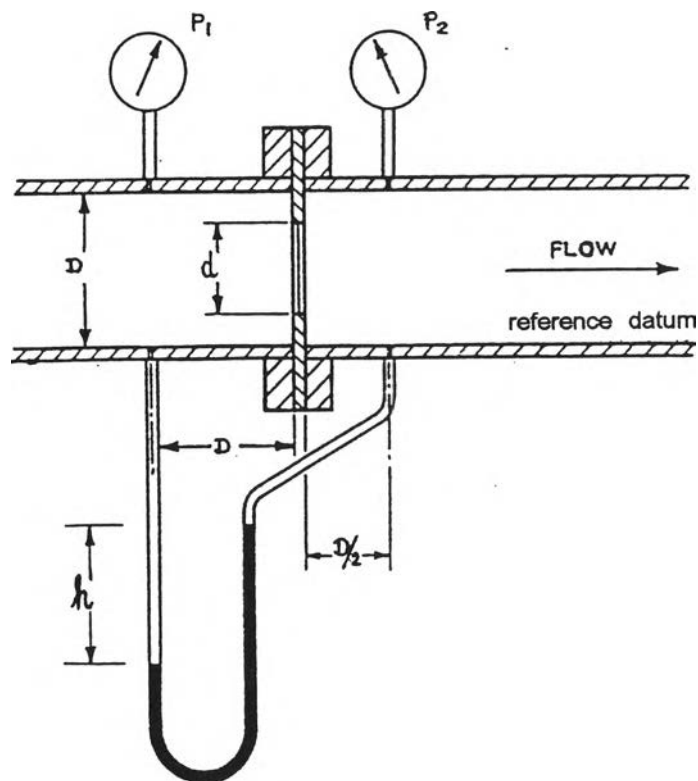
ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อน ที่ไหลเข้าท่อชักตัวอย่าง; $\rho_{gsamp} = 0.85 \text{ kg/m}^3$

ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อน ที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค; $\rho_{gys} = 0.82 \text{ kg/m}^3$

ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อน ที่ไหลออกจากเครื่องเก็บอนุภาค; $\rho_{go} = 1.0 \text{ kg/m}^3$

ภาคผนวก ข
การหาค่าอัตราการไหลของแก๊ส

ระบบวัดอัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ใช้ในงานวิจัยนี้ได้ใช้เครื่องมือวัดอัตราการไหลแบบแผ่นออริฟิซ (orifice plate) ชนิด $D, D/2$ tapping ซึ่งค่าความดันตก (pressure drop) ของแก๊สที่ตกคร่อมแผ่นออริฟิซในขณะที่แก๊สไหลผ่าน สามารถอ่านได้จากความสูงแตกต่างของระดับของเหลวในमानometer รูปตัว U ค่าความสูงแตกต่างของระดับของเหลวนี้ จะสามารถนำไปคำนวณหาค่าอัตราการไหลของแก๊สที่ไหลผ่านแผ่นออริฟิซนั้นๆ โดยมีหลักการพิจารณาดังนี้



รูปที่ ข-1 แสดงระบบวัดอัตราการไหลของแก๊ส โดยใช้แผ่นออริฟิซ ชนิด $D, D/2$ tapping

ค่าอัตราการไหลเชิงทฤษฎี (Theoretical flow rate) จะเกี่ยวข้องกับค่าผลต่างของความดัน (pressure differential) ระหว่างหน้าตัดที่ 1 และ 2 จากสมการความต่อเนื่อง (Continuity equation) และสมการเบอร์นูลลี (Bernoulli's equation) จะได้ว่า

สมการความต่อเนื่อง; $0 = \frac{\partial}{\partial t} \int_{CV} \rho dV + \int_{CS} \rho \vec{v} \cdot d\vec{A}$ (ข-1)

สมการเบอร์นูลี; $\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2} + gz_1 = \frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2} + gz_2$ (ข-2)

- สมมุติฐานที่ใช้;
- 1) การไหลไม่ขึ้นกับเวลา (steady flow)
 - 2) การไหลเป็นแบบยุบตัวได้ (incompressible flow)
 - 3) พิจารณาการไหลไปตามเส้นสายธาร (stream line)
 - 4) ไม่คิดแรงเสียดทาน (friction)
 - 5) ความเร็วสม่ำเสมอตลอดทั้งหน้าตัด 1 และ 2 (uniform velocity)
 - 6) ความดันสม่ำเสมอตลอดทั้งพื้นที่หน้าตัด
 - 7) $z_1 = z_2$

จากสมมุติฐานข้างต้น สามารถเขียนสมการ (ข-1) และ (ข-2) ใหม่ได้ดังนี้

$$0 = \{-|\rho v_1 A_1|\} + \{-|\rho v_2 A_2|\}$$

$$v_1 A_1 = v_2 A_2$$

$$\left(\frac{v_1}{v_2}\right)^2 = \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^2 \quad (ข-3)$$

และ $P_1 - P_2 = \frac{\rho}{2}(v_2^2 - v_1^2) = \frac{\rho v_2^2}{2} \left[1 - \left(\frac{v_1}{v_2}\right)^2\right]$ (ข-4)

แทนค่าสมการที่ (ข-3) ลงในสมการที่ (ข-4) จะได้

$$P_1 - P_2 = \frac{\rho v_2^2}{2} \left[1 - \left(\frac{A_2}{A_1}\right)^2\right]$$

ค่าความเร็วทางทฤษฎี (theoretical velocity) ที่หน้าตัดที่ 2; v_2 มีค่าเท่ากับ

$$v_2 = \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho(1 - (A_2/A_1)^2)}} \quad (\text{ข-5})$$

ดังนั้น ค่าอัตราการไหลเชิงมวลของแก๊สทางทฤษฎี (theoretical mass flow rate) มีค่า ดังนี้

$$\dot{m}_{\text{theoretical}} = \rho \left(\sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho(1 - (A_2/A_1)^2)}} \right) A_2$$

หรือ

$$\dot{m}_{\text{theoretical}} = \frac{A_2}{\sqrt{1 - (A_2/A_1)^2}} \times \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (\text{ข-6})$$

สมการ (ข-6) อัตราการไหลเชิงมวล (mass flow rate) ที่คำนวณได้นี้เป็นค่าอัตราการไหลเชิงมวลทางทฤษฎีเท่านั้น ในทางปฏิบัติ ค่าอัตราการไหลเชิงมวลจริงๆ จะค่าน้อยกว่าค่าอัตราการไหลเชิงมวลทางทฤษฎี เนื่องจากเหตุผลต่างๆ ที่ไม่ได้เป็นไปตามสมมุติฐานที่ใช้ในการคำนวณในตอนแรก ดังนั้นจึงต้องมีสัมประสิทธิ์แก้ไข ซึ่งได้จากการทดลอง (empirical) ในแต่ละออริฟิซและช่วงอัตราการไหลขณะทำการทดลอง ค่าสัมประสิทธิ์นี้เรียกว่า “Discharge coefficient; C_d ”

$$C_d = \frac{\text{อัตราการไหลเชิงมวลจริงในทางปฏิบัติ} (\dot{m}_{\text{actual}})}{\text{อัตราการไหลเชิงมวลทางทฤษฎี} (\dot{m}_{\text{theoretical}})} \quad (\text{ข-7})$$

ดังนั้น จากสมการที่ (ข-6) สามารถเขียนให้อยู่ในรูปอัตราการไหลเชิงมวลจริงทางปฏิบัติ ได้ดังนี้

$$\dot{m}_{\text{actual}} = \frac{C_d A_t}{\sqrt{1 - (A_t/A_1)^2}} \times \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad \text{เมื่อ } A_2 \approx A_t$$

ถ้ากำหนดให้ ค่าคงที่ $\beta = \frac{d}{D}$ หรือ $\beta^4 = \left(\frac{A_t}{A_1}\right)^2 = \left(\frac{d}{D}\right)^4$ (ข-8)

ดังนั้น

$$\dot{m}_{\text{actual}} = \frac{C_d A_t}{\sqrt{1 - \beta^4}} \times \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (\text{ข-9})$$

จากสมการที่ (ข-9) ถ้ากำหนดให้ค่าคงที่ $K = \frac{C_d}{\sqrt{1 - \beta^4}}$ (ข-10)

แทนสมการที่ (ข-10) ลงใน (ข-9) จะได้ว่า

$$\dot{m}_{\text{actual}} = KA_t \sqrt{2\rho(P_1 - P_2)} \quad (\text{ข-11})$$

และเนื่องจากค่าความดันลดที่ตกคร่อมแผ่นออริฟิซ ($P_1 - P_2$) สามารถเขียนได้ในรูปความสูงแตกต่างของระดับน้ำในมานอมิเตอร์ (Δh_w) ดังนั้น

$$\dot{m}_{\text{actual}} = KA_t \sqrt{2\rho\rho_w g \Delta h_w} \quad (\text{ข-12})$$

และค่าอัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊ส $Q_{\text{actual}} = KA_t \sqrt{\frac{2\rho_w g \Delta h_w}{\rho}}$ (ข-13)

เมื่อ $\rho_w =$ ค่าความหนาแน่นของน้ำ มีค่าเท่ากับ 996 kg/m^3 ที่ 29°C , 1 atm

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผาผลาญฝอยกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน $160 \% \text{EA}$ อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \text{ .gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm ได้ผลการทดลองดังนี้

ตำแหน่งของออริฟิซ	ความดันลดเฉลี่ย (mm.H ₂ O)
ออริฟิซ 8" วัดอัตราการไหลหลัง bypass แก๊สเสียที่ออกจากปล่องทิ้งบางส่วน; Δh_1	10.222
ออริฟิซ 2" วัดอัตราการไหลของแก๊สเสียที่ไหลเข้าห้องชกตัวอย่าง; Δh_{samp}	0.555
ออริฟิซ 6" วัดอัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากเครื่องเก็บอนุภาค; Δh_0	7.055

ข้อมูลของ ออริฟิซ 8" สำหรับวัดอัตราการไหลหลัง bypass แก๊สเสียทิ้งบางส่วน มีดังนี้

- 1) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใน ของท่อ 8"; $D = 18.5 \text{ cm}$
- 2) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของแผ่นออริฟิซ; $d = 10.16 \text{ cm}$

3) อัตราส่วนของเส้นผ่านศูนย์กลางที่แผ่นออริฟิซ; $\beta = 0.5492$

4) ค่า Discharge Coefficient; $C_d = 0.7260$

จากรูปที่ (ข-1) สามารถหาพื้นที่หน้าตัดของรูออริฟิซ ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (d) เท่ากับ 10.16 cm

$$\text{ได้ดังนี้} \quad A_t = \frac{\pi}{4} d^2 = \frac{\pi}{4} (0.1016)^2 = 0.0081 \text{ m}^2 \quad (\text{ข-14})$$

จากสมการที่ (ข-10) สามารถหาค่าคงที่ (K) สำหรับ แผ่นออริฟิซ 8" ได้ดังนี้

$$K = \frac{C_d}{\sqrt{1-\beta^4}} \quad (\text{ข-15})$$

จาก ภาคผนวก ก ได้ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อนที่ออกจากเตาเผาหลัง bypass (ρ_g) = 0.8 kg/m³

แทนค่า A_t , K และ ρ_g ลงในสมการที่ (ข-13) จะได้ว่า

$$\begin{aligned} Q_g &= K A_t \sqrt{\frac{2\rho_w g \Delta h_i}{\rho_g}} \\ &= (0.7615 \times 0.0081) \sqrt{\frac{2(996)(9.81)(0.01022)}{0.80}} \\ &= 0.0999 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned} \quad (\text{ข-16})$$

$$\begin{aligned} \text{และ} \quad \dot{m}_g &= \rho_g Q_g \\ &= (0.8 \times 0.0999) \\ &= 0.0799 \text{ kg/s} \end{aligned} \quad (\text{ข-17})$$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงมวลและเชิงปริมาตรเฉลี่ยของแก๊สร้อน หลัง bypass แก๊สเสียที่ออกจาก ปล่องทิ้งบางส่วน มีค่าเท่ากับ 0.0799 kg/s และ $0.0999 \text{ m}^3/\text{s}$ ตามลำดับ
มีค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ ; $Re_D = 23,397$

ข้อมูลของ ออร์ฟิซ 2" สำหรับวัดอัตราการไหลของแก๊สเสียที่ไหลเข้าที่อชั๊กตัวอย่าง มีดังนี้

- 1) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน ของท่อ 2" ; $D = 4.90 \text{ cm}$
- 2) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของแผ่นออร์ฟิซ ; $d = 4 \text{ cm}$
- 3) อัตราส่วนของเส้นผ่านศูนย์กลางที่แผ่นออร์ฟิซ ; $\beta = 0.8163$
- 4) ค่า Discharge Coefficient ; $C_d = 0.7540$

ในการทำงานเดียวกัน จากสมการที่ (ข-14) และ (ข-15) สามารถคำนวณหาค่า A_1 และ K ได้เท่ากับ 0.00125 m^2 และ 1.0113 ตามลำดับ

จาก ภาคผนวก ก ได้ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อนที่ไหลเข้าที่อชั๊กตัวอย่าง (ρ_{gsamp}) = 0.85 kg/m^3

ในการทำงานเดียวกัน จากสมการที่ (ข-13) จะได้ว่า

$$Q_{gsamp} = 0.0045 \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{ข-18})$$

และ $m_{gsamp} = 0.0038 \text{ kg/s} \quad (\text{ข-19})$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงมวลและเชิงปริมาตรเฉลี่ยของแก๊สร้อนที่ไหลเข้าที่อชั๊กตัวอย่าง มีค่าเท่ากับ 0.0038 kg/s และ $0.0045 \text{ m}^3/\text{s}$ ตามลำดับ
มีค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ ; $Re_D = 4,335$

ในการทดลองนี้ $m_{gsys} = m_{gi} - m_{gsamp}$

$$\rho_{gsys} Q_{gsys} = m_{gi} - m_{gsamp}$$

$$Q_{g\text{sys}} = \frac{\dot{m}_{gi} - \dot{m}_{gsamp}}{\rho_{g\text{sys}}} \quad (\text{ข-20})$$

จากภาคผนวก ก ได้ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อนที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค ($\rho_{g\text{sys}} = 0.826 \text{ kg/m}^3$)

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น} \quad Q_{g\text{sys}} &= \frac{0.0799 - 0.0038}{0.82} \\ &= 0.0953 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned} \quad (\text{ข-21})$$

$$\begin{aligned} \text{และ} \quad \dot{m}_{g\text{sys}} &= \rho_{g\text{sys}} Q_{g\text{sys}} \\ &= (0.826 \times 0.0953) \\ &= 0.0787 \text{ kg/s} \end{aligned} \quad (\text{ข-22})$$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงมวลและเชิงปริมาตรเฉลี่ยของแก๊สร้อนที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค มีค่าเท่ากับ 0.0787 kg/s และ $0.0953 \text{ m}^3/\text{s}$ ตามลำดับ

ข้อมูลของ ออร์ฟิซ 6" สำหรับวัดอัตราการไหลของแก๊สที่ออกจากเครื่องเก็บอนุภาค มีดังนี้

- 1) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใน ของท่อ 6"; $D = 15.5 \text{ cm}$
- 2) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของแผ่นออร์ฟิซ; $d = 10 \text{ cm}$
- 3) อัตราส่วนของเส้นผ่านศูนย์กลางที่แผ่นออร์ฟิซ; $\beta = 0.6451$
- 4) ค่า Discharge Coefficient; $C_d = 0.9880$

ในทำนองเดียวกัน จากสมการที่ (ข-14) ถึง (ข-15) สามารถคำนวณหาค่า A_1 และ K ได้เท่ากับ 0.0078 m^2 และ 1.0866 ตามลำดับ

จาก ภาคผนวก ก ได้ค่าความหนาแน่นของแก๊สร้อนที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค ($\rho_{g\text{sys}} = 1.000 \text{ kg/m}^3$)

ในทำนองเดียวกัน จากสมการที่ (ข-13) จะได้ว่า

$$Q_{go} = 0.0996 \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{ข-23})$$

และ $\dot{m}_{go} = 0.0996 \text{ kg/s} \quad (\text{ข-24})$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงมวลและเชิงปริมาตรเฉลี่ยของแก๊สร้อนที่ไหลออกจากเครื่องเก็บอนุภาค มีค่าเท่ากับ 0.0996 kg/s และ $0.0996 \text{ m}^3/\text{s}$ ตามลำดับ
มีค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ ; $Re_D = 39,880$

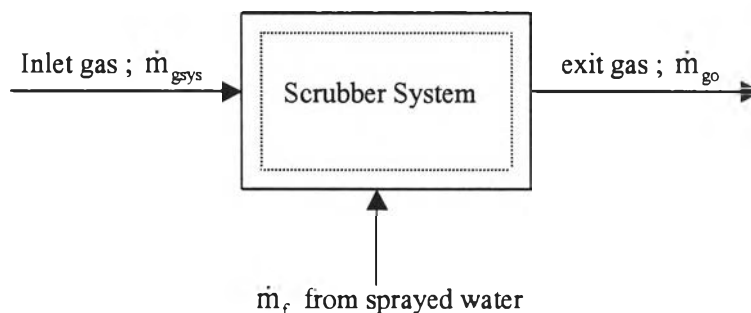
ตาราง ข-1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความสูงแตกต่างของระดับน้ำกับอัตราการไหลแก๊สหลัง bypass ที่ท่อ 8"

Cm.water	cubic.m/s	cm.water	cubic.m/s	cm.water	cubic.m/s
0	0	0.45	0.06633328	0.9	0.093809424
0.05	0.022111093	0.5	0.069921416	0.95	0.096380021
0.1	0.031269808	0.55	0.0733342	1	0.098883815
0.15	0.038297537	0.6	0.076595074	1.05	0.101325758
0.2	0.044222186	0.65	0.07972268	1.1	0.10371022
0.25	0.049441908	0.7	0.082732135	1.15	0.106041078
0.3	0.054160896	0.75	0.085635896	1.2	0.108321792
0.35	0.058500454	0.8	0.088444373	1.25	0.110555466
0.4	0.062539616	0.85	0.091166373	1.3	0.112744896

ตาราง ข-2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างความสูงแตกต่างของระดับน้ำกับอัตราการไหลแก๊สที่ท่อชักตัวอย่าง 2"

Cm.water	cubic.m/s	cm.water	cubic.m/s	cm.water	cubic.m/s
0	0	0.45	0.012882751	0.9	0.018218961
0.05	0.00429425	0.5	0.013579611	0.95	0.018718203
0.1	0.006072987	0.55	0.014242417	1	0.019204471
0.15	0.007437859	0.6	0.014875719	1.05	0.019678726
0.2	0.0085885	0.65	0.015483139	1.1	0.020141819
0.25	0.009602235	0.7	0.016067613	1.15	0.0205945
0.3	0.010518722	0.75	0.016631559	1.2	0.021037444
0.35	0.011361518	0.8	0.017177001	1.25	0.021471251
0.4	0.012145974	0.85	0.017705647	1.3	0.021896465

สมดุลมวล (Mass Balance) ของแก๊สร้อนที่ไหลผ่านระบบเครื่องเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 1



รูปที่ ข-2 แสดงปริมาณควบคุมสำหรับการสมดุลมวลของแก๊สร้อนในระบบเครื่องเก็บอนุภาค

พิจารณารูปที่ ข-2

จะได้ว่า
$$\dot{m}_{go} = \dot{m}_{gsys} + \dot{m}_f \quad (\text{ข-25})$$

โดยที่ \dot{m}_f เท่ากับ อัตราการไหลเชิงมวลของน้ำที่ระเหยไปรวมกับแก๊สร้อนที่ไหลเข้าระบบเครื่องเก็บอนุภาค ซึ่งสามารถหาได้จากผลต่างของอัตราการไหลเชิงมวลของน้ำที่สเปรย์เข้าระบบกับอัตราการไหลเชิงมวลของน้ำที่ไหลออกจากระบบเครื่องเก็บอนุภาค ; kg/s

จากผลการทดลองที่ 1 ; -ปริมาณของน้ำที่สเปรย์เข้าระบบเครื่องเก็บอนุภาค = 204 L/90min
-ปริมาณของน้ำที่ไหลออกจากระบบเครื่องเก็บอนุภาค = 199.5 L/90min

ดังนั้น
$$\begin{aligned} \dot{m}_f &= (996 \text{ kg/m}^3)(4.5 \text{ L/90min})(10^{-3} \text{ m}^3/\text{L}) \\ &= 4.482 \text{ kg/90min} \\ &= 8.300 \times 10^{-4} \text{ kg/s} \end{aligned} \quad (\text{ข-26})$$

แทนค่า \dot{m}_{gsys} ที่หาได้จากสมการที่ (ข-22) และ \dot{m}_f ลงในสมการที่ (ข-25)

จะได้ว่า
$$\dot{m}_{go} = 0.0787 + (8.300 \times 10^{-4})$$

$$\dot{m}_{go} = 0.0795 \text{ kg/s} \quad (\text{ข-27})$$

แต่จาก ค่าของ \dot{m}_{go} ที่หาได้จากการวัดโดยแผ่นออร์พิซ ตามสมการที่ (ข-24) ซึ่งมีค่าเท่ากับ 0.0996 kg/s เมื่อนำมาเปรียบเทียบกับค่า \dot{m}_{go} ที่หาได้จากการสมดุลมวลของแก๊สร้อน ตามสมการที่ (ข-27) พบว่ามีค่าความแตกต่างที่เกิดขึ้นคิดเป็น 20.15 %

ภาคผนวก ค

การหาปริมาณอากาศที่ใช้จริงสำหรับป้อนเข้าเตาเผามูลฝอย

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาการดักเก็บอนุภาคที่ปล่อยออกมากับแก๊สร้อนที่ได้จากการเผามูลฝอย มูลฝอยกระดาษ ในเตาเผามูลฝอยชนิดสองห้องเผาไหม้ (Two-chambers incinerator) ที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน (Excess Air; EA) สองค่าคือ 160 %EA และ 180 %EA ซึ่งค่าปริมาณอากาศส่วนเกินของอากาศที่ป้อนเข้าห้องเผาไหม้ของเตาเผา จะขึ้นอยู่กับปริมาณของอากาศที่ไหลซึ่งหาได้จาก ค่าความสูงแตกต่างของระดับน้ำที่ตกคร่อมแผ่นออริฟิซและปริมาณของมูลฝอยที่จะเผาไหม้ ดังสมการเหล่านี้

1. สมการหาอัตราการไหลของอากาศที่ป้อนเข้าห้องเผาไหม้ของเตาเผา

ข้อมูลของออริฟิซ 4" สำหรับวัดอัตราการไหลของอากาศที่ไหลเข้าเตาเผา มีดังนี้

- 1.1) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางด้านในของท่อ; $D = 10 \text{ cm}$
- 1.2) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของแผ่นออริฟิซ; $d = 7.62 \text{ cm}$
- 1.3) อัตราส่วนของเส้นผ่านศูนย์กลางที่แผ่นออริฟิซ; $\beta = 0.7595$
- 1.4) ค่า Discharge Coefficient; $C_d = 0.6893$
- 1.5) ความหนาแน่นของอากาศที่ไหลในท่อ ที่ 29°C ; $\rho_a = 1.17 \text{ kg/m}^3$
- 1.6) ความหนาแน่นของน้ำที่บรรจุในมานอมิเตอร์ ที่ 29°C , 1 atm ; $\rho_w = 996 \text{ kg/m}^3$

แทนค่าเหล่านี้ลงในสมการ(ข-13) จะได้ ค่าอัตราการไหลของอากาศที่สภาวะจริง (Actual condition ; A) เป็นดังนี้

$$Q_{EA} = 0.0497\sqrt{\Delta h_{EA} (\text{cm.H}_2\text{O})} \quad \text{หน่วย SI; Am}^3/\text{s} \quad (\text{ค-1})$$

หรือ
$$Q_{EA} = 105.4276\sqrt{\Delta h_{EA} (\text{cm.H}_2\text{O})} \quad \text{หน่วย อังกฤษ; Acfm} \quad (\text{ค-2})$$

2. สมการกฎของแก๊ส

จากกฎของแก๊ส ความสัมพันธ์ของแก๊สใดๆ ที่สภาวะที่แตกต่างกันสองสภาวะ เป็นดังนี้

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2}$$

เมื่อ P_1, V_1, T_1 คือ ค่าความดัน, ปริมาตร และอุณหภูมิ ของแก๊สที่สภาวะที่ 1 ตามลำดับ

P_2, V_2, T_2 คือ ค่าความดัน, ปริมาตร และอุณหภูมิ ของแก๊สที่สภาวะที่ 2 ตามลำดับ

ถ้าพิจารณาอากาศที่สภาวะต่างๆ ดังนี้

สภาวะที่ 1 คือ อากาศที่อุณหภูมิและความดันมาตรฐาน (Standard Condition; SC or Normal Condition; N) ซึ่งมีค่า 20°C (70°F), 1 atm ให้มีปริมาตร Scfm (Standard cubic-foot per minute) หรือ Ncfm (Normal cubic-foot per minute)

สภาวะที่ 2 คือ อากาศที่สภาวะจริง (Actual condition; A) สมมุติให้มีค่า อุณหภูมิและความดัน (P) มีหน่วยเป็น $^\circ\text{F}$ และ atm ตามลำดับ ให้มีปริมาตร Acfm (Actual cubic-foot per min)

จากสมการกฎของแก๊ส จะสามารถเขียนแก๊สทั้งสองสภาวะนี้ ได้ดังต่อไปนี้

$$\text{Scfm} \left(\frac{^\circ\text{F} + 460}{492} \right) \left(\frac{1}{P} \right) = \text{Acfm} \quad (\text{ค-3})$$

แทนค่า สมการ (ค-2) และค่าอุณหภูมิ = 84°F , ความดัน 1 atm ลงในสมการ (ค-3) ได้

$$\text{Scfm} = 93.35 \sqrt{\Delta h_{EA} (\text{cm.H}_2\text{O})} \quad (\text{ค-4})$$

หรือ $\frac{\text{Scfm}}{(\text{kg}_r / \text{hr})} = \frac{93.35}{\dot{m}} \sqrt{\Delta h_{EA} (\text{cm.H}_2\text{O})}$ เมื่อ \dot{m} = อัตราการป้อนมวลฟลอย (kg_r / hr)

เปลี่ยนหน่วยปริมาตรอากาศ ที่เงื่อนไข SC (20°C, 1atm) จาก cfm เป็น m³/hr จะได้

$$\frac{\text{m}^3/\text{hr}}{(\text{kg}_{\text{rf}}/\text{hr})} = \left[\left(\frac{95.35}{\text{m}} \right) \sqrt{\Delta h_{\text{EA}}} \right] (0.0283)(60)$$

$$\frac{\text{m}^3 \text{ air}}{\text{kg}_{\text{rf}}} = \frac{161.977}{\text{m}} \sqrt{\Delta h_{\text{EA}}}$$

หรือ
$$\frac{\text{kg}_{\text{air}}}{\text{kg}_{\text{rf}}} = \left(\frac{161.977}{\text{m}} \sqrt{\Delta h_{\text{EA}}} \right) (\rho_g)$$

แทนค่า ความหนาแน่นของอากาศ (ρ_g) ที่ป้อนเข้าเตา = 1.17 kg/m³ จะได้ว่า

$$\frac{\text{kg}_{\text{air}}}{\text{kg}_{\text{rf}}} = \frac{189.5}{\text{m}} \sqrt{\Delta h_{\text{EA}} (\text{cm.H}_2\text{O})} \quad (\text{ค-5})$$

3. สมการความสัมพันธ์ระหว่าง ปริมาณอากาศที่ใช้จริงที่สภาวะ SC และปริมาณอากาศทางทฤษฎี

จากเอกสารอ้างอิงที่ 11 จะได้ว่า

$$\text{ปริมาณอากาศที่ใช้จริง ที่สภาวะ SC } (m_{\text{ad}}); \text{ kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{rf}} = \left(\frac{\% \text{EA}}{100} + 1 \right) m_{\text{la}} \quad (\text{ค-6})$$

โดยที่ m_{la} = ปริมาณอากาศที่ใช้ทางทฤษฎี มีหน่วยเป็น kg_{air}/kg_{rf}

$$= 11.49m_{\text{C}} + 34.5\left(m_{\text{H}} - \frac{m_{\text{O}}}{8}\right) + 4.3m_{\text{S}} \quad (\text{ค-7})$$

เมื่อ m_{C} = มวลคาร์บอนที่มีอยู่ในมูลฝอย; kg/kg_{rf}

m_{H} = มวลไฮโดรเจนที่มีอยู่ในมูลฝอย; kg/kg_{rf}

m_{O} = มวลออกซิเจนที่มีอยู่ในมูลฝอย; kg/kg_{rf}

m_{S} = มวลซัลเฟอร์ที่มีอยู่ในมูลฝอย; kg/kg_{rf}

สำหรับ มูลฝอยกระดาษหนังสือพิมพ์ จะมี $m_{\text{la}} = 5.17065 \text{ kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{rf}}$ (ค-8)

แทนค่า สมการ (ค-5) และ (ค-8) ลงใน สมการ (ค-6) จะได้ว่า

$$\frac{189.5}{\dot{m}} \sqrt{\Delta h_{EA} \text{ (cm.H}_2\text{O)}} = \left(\frac{\%EA}{100} + 100 \right) (5.17065)$$

$$\%EA = \left(\frac{3665}{\dot{m}} \sqrt{\Delta h_{EA} \text{ (cm.H}_2\text{O)}} \right) - 100 \quad (\text{ค-9})$$

สำหรับ การเผาที่อัตราการป้อนกระดาษ 30 kg/hr จะได้ว่า

$$\%EA = \left(122.167 \sqrt{\Delta h_{EA} \text{ (cm.H}_2\text{O)}} \right) - 100 \quad (\text{ค-10})$$

ตาราง ค-1 แสดงปริมาณอากาศส่วนเกิน ที่ความดันตกคร่อมแผ่นออริฟิซ (Δh_{EA}) ค่าต่างๆ ในรูปของอัตราการไหลของอากาศส่วนเกิน (Q_{EA}) และในรูปของเปอร์เซ็นต์อากาศส่วนเกิน (%EA) โดยคำนวณมาจากสมการ (ค-1) และ (ค-2) ตามที่ได้กล่าวมาแล้ว

Δh_{EA} (cm.H ₂ O)	Q_{EA} (m ³ /s)	%EA (%)	Δh_{EA} (cm.H ₂ O)	Q_{EA} (m ³ /s)	%EA (%)
4.30	0.10316176	153.3309	4.95	0.11068458	171.8044
4.35	0.10375980	154.7995	5.00	0.11124219	173.1737
4.40	0.10435442	156.2597	5.05	0.11179701	174.5362
4.45	0.10494567	157.7116	5.10	0.11234910	175.8919
4.50	0.10553361	159.1553	5.15	0.11289849	177.2410
4.55	0.10611828	160.5911	5.20	0.11344522	178.5836
4.60	0.10669976	162.0190	5.25	0.11398932	179.9198
4.65	0.10727808	163.4392	5.30	0.11453084	181.2496
4.70	0.10785330	164.8541	5.35	0.11506981	182.5731
4.75	0.10842547	166.2568	5.40	0.11560627	183.8905
4.80	0.10899464	167.6545	5.45	0.11614025	185.2017
4.85	0.10956085	169.0449	5.50	0.11667179	186.5070
4.90	0.11012415	170.4282	5.55	0.11720092	187.8064

ตาราง ค-1 แสดงปริมาณอากาศส่วนเกิน (Q_{EA}) ที่ความดันตกคร่อมแผ่นออริฟิซค่าต่างๆ

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผาผลาญออกซิเจนในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊ส $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \text{ .gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรูออร์ฟิช 1.5 mm ได้ผลการทดลอง ดังนี้

ตำแหน่งของออร์ฟิช	ความดันลดเฉลี่ย (mm.H ₂ O)
ออร์ฟิช 4" วัดอัตราการไหลของอากาศส่วนเกินที่ป้อนเข้าเตาเผา; Δh_{EA}	43.611

ค่าอัตราการไหลเชิงปริมาตรของอากาศที่เติมเข้าเตาเผา สามารถหาได้จากสมการ (ค-1) ดังนี้

$$\begin{aligned} Q_{EA} &= 0.0497 \sqrt{\Delta h_{EA} \text{ (cm.H}_2\text{O)}} \\ &= 0.0497 \sqrt{4.3611} \\ &= 0.1039 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

และ

$$\begin{aligned} \dot{m}_{EA} &= \rho_a Q_{EA} \\ &= (1.17)(0.1039) \\ &= 0.1216 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

จากสมการ (ค-10) จะได้ว่า

$$\begin{aligned} \%EA &= \left(122.167 \sqrt{\Delta h_{EA} \text{ (cm.H}_2\text{O)}} \right) - 100 \\ &= \left(1.22167 \sqrt{4.3611} \right) - 100 \\ &= 155.124 \% \end{aligned}$$

ดังนั้น อัตราการไหลเชิงปริมาตรเฉลี่ยของอากาศที่ป้อนเข้าเตาเผา มีค่าเท่ากับ 0.1039 m³/s และคิดเป็น 155.124 %EA หรือประมาณ 160 %EA มีค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์; $Re_D = 85,611$

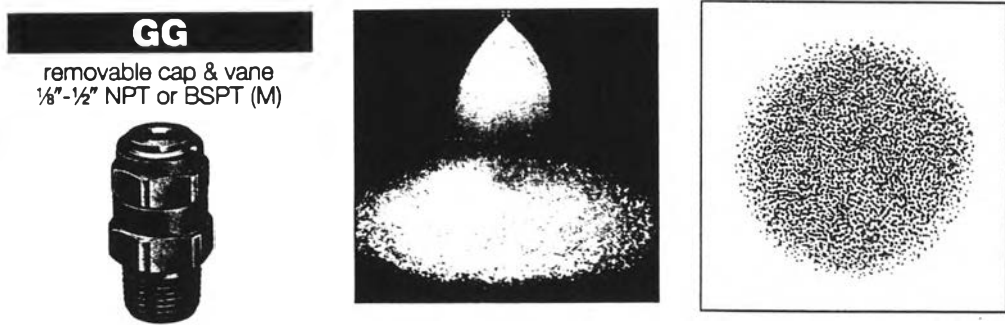
ภาคผนวก ง

รายละเอียดและเงื่อนไขการสเปรย์น้ำของหัวฉีดน้ำ

ค่าความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีด ที่จะสามารถบอกขนาดของหยดน้ำ (Sauter Mean Drop diameter; d_0) ที่สเปรย์ออกจากหัวฉีดน้ำได้ตาม catalogs ที่ผู้ผลิตได้ระบุไว้ ในกราฟรูปที่ ง-3 และ ง-4 จะต้องมีความสัมพันธ์กับอัตราการไหลของน้ำที่ไหลผ่านหัวฉีดน้ำนั้น ตามสมการดังนี้⁽²⁰⁾

$$\frac{(L/min)_1}{(L/min)_2} = \frac{\sqrt{\text{bar}_1}}{\sqrt{\text{bar}_2}} \quad (\text{ง-1})$$

ในงานวิจัยนี้ได้เลือกใช้หัวฉีดน้ำที่มีขนาดรูออริฟิซของหัวฉีดที่แตกต่างกันจำนวน 2 ขนาด คือหัวฉีดน้ำรุ่น GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm จำนวน 2 หัว และหัวฉีดรุ่น GG3.5 มีขนาดรูออริฟิซ 1.6 mm จำนวน 2 หัว ติดตั้งที่บริเวณส่วนบนและล่างในคอคอดของระบบเครื่องเก็บอนุภาค ตามที่ได้กล่าวมาแล้วในหัวข้อ 3.3 โดยที่ช่วงของอัตราการไหลและความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีดน้ำทั้งสองขนาด ที่สามารถทำงานได้ตามที่ผู้ผลิตได้ระบุไว้ จะต้องอยู่ในช่วงของความดัน ดังตารางที่ ง-1



รูปที่ ง-1 แสดงลักษณะการสเปรย์น้ำของหัวฉีดน้ำ⁽²⁰⁾

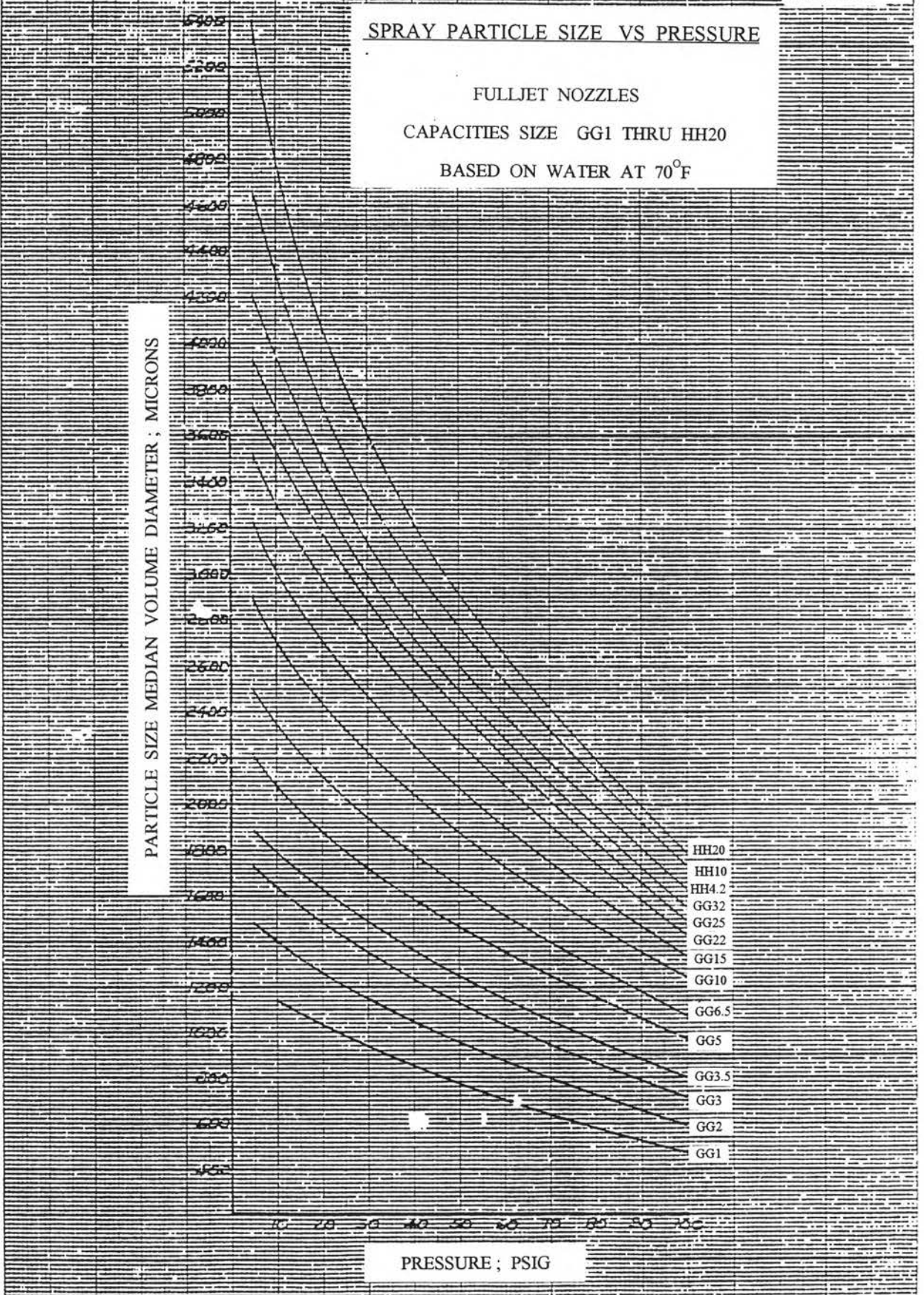
	Nozzle Type	Nozzle Inlet Conn. NPT or BSPT	A mm	B mm	Net Weight kg
	GG	1/8"	32.5	14.3 hex.	0.02
		1/4"	39.5	17.5 hex.	0.04
		3/8"	47.0	20.6 hex.	0.07
		1/2"	56.5	25.4 hex.	0.17

รูปที่ ง-2 แสดงลักษณะและขนาดของหัวฉีดน้ำที่ใช้ในงานวิจัย⁽²⁰⁾

Nozzle Inlet Conn.	Nozzle Type	Capacity Size	Orifice Diameter (mm)	Capacity (L/min)										Spray angle (degree)		
				0.5 bar	0.7	1.5	2	3	4	5	6	7	10 bar	0.5 bar	1.5	6 bar
1/8 NPT male conn.	GG Full cone	1	0.89		0.38	0.54	0.62	0.74	0.85	0.94	1.0	1.1	1.5		58	53
		2	1.20	0.65	0.76	1.1	1.2	1.5	1.7	1.9	2.0	2.2	2.6	43	50	46
		3°	1.50	0.98	1.1	1.6	1.9	2.2	2.5	2.8	3.1	3.3	3.9	52	65	59
		3.5°	1.60	1.1	1.3	1.9	2.2	2.6	3.0	3.3	3.6	3.9	4.5	43	50	46

*Capacity size ของหัวฉีดน้ำที่ใช้ในงานวิจัยนี้

ตารางที่ ง-1 แสดงช่วงอัตราการไหลและความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีดน้ำตามที่ระบุไว้ใน catalog ของผู้ผลิต⁽²⁰⁾



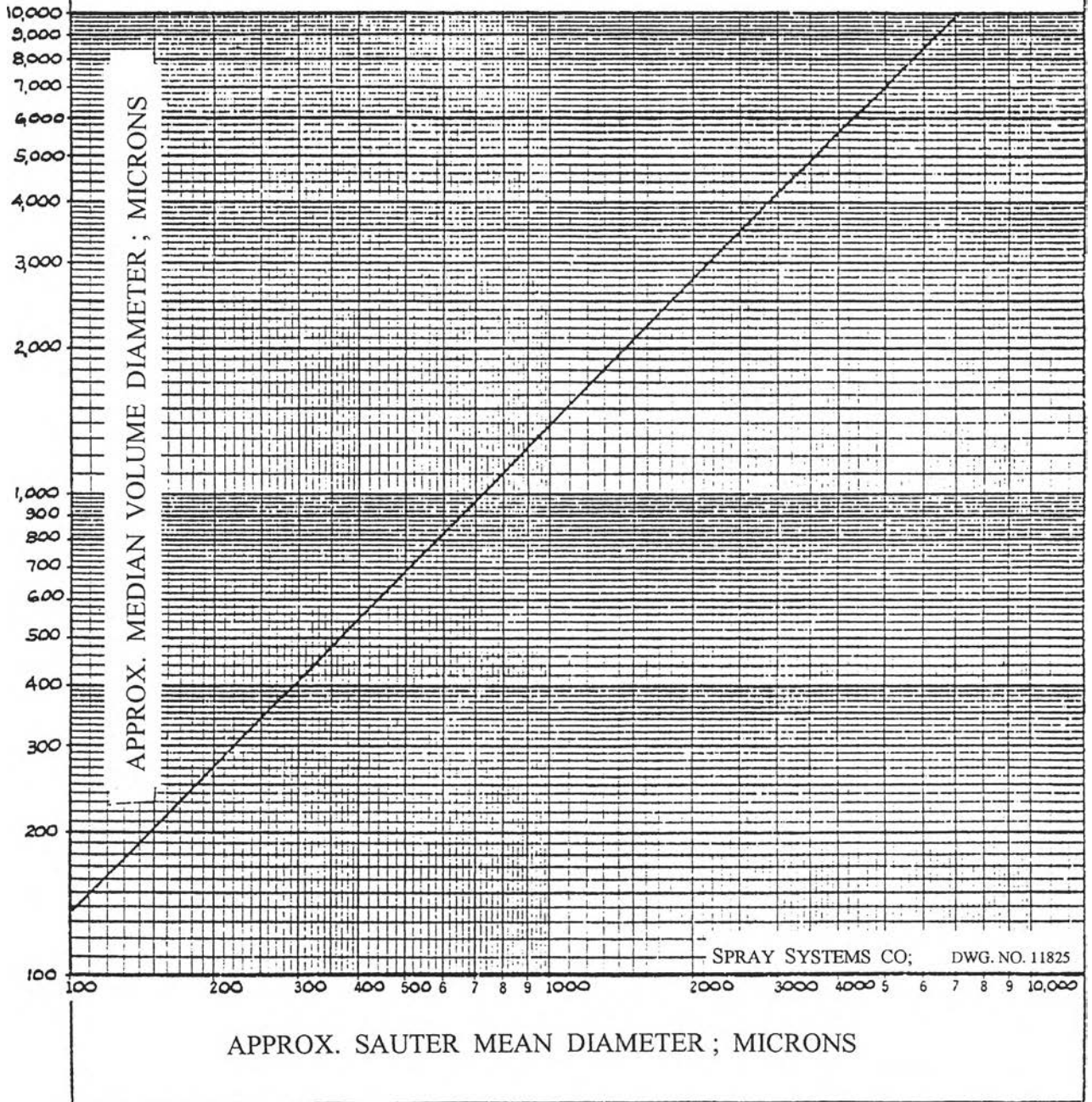
รูปที่ ง-3 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง Median Volume Drop-diameter กับ ความดันของน้ำ ก่อนเข้าหัวฉีด (psig)⁽²⁰⁾

SEPT. 27, 1966

MEDIAN VOLUME DIAMETER

VS

SAUTER MEAN DIAMETER



รูปที่ ง-4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง Sauter Mean Drop-diameter (d_v) กับ Median Volume Drop-diameter ของหยดน้ำที่สเปรย์ออกจากหัวฉีด⁽²⁰⁾

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผาผลาญฝอยกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \text{ gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm ได้ผลการทดลองดังนี้

- 1) อัตราการไหลของน้ำทั้งหมดที่สเปรย์เข้าระบบผ่านหัวฉีดน้ำทั้งสองหัว เท่ากับ 2.27 L/min
- 2) ความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีดแต่ละหัว เท่ากับ 11 psig หรือ 0.75 bar

พิจารณาที่ หัวฉีดน้ำรุ่น GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm จากตารางที่ ง-1 จะได้ว่า ที่ความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีด เท่ากับ 0.7 bar จะต้องมีน้ำไหลด้วยอัตรา 1.1 L/min

ให้ น้ำที่สภาวะที่ 1 คือ ค่าที่ได้จากตารางที่ ง-1 จะได้ว่า ที่หัวฉีดแต่ละหัวมีปริมาณน้ำ 1.1 L/min มีความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีด 0.7 bar

น้ำที่สภาวะที่ 2 คือ ค่าที่ได้จากผลการทดลอง จะได้ว่า ที่หัวฉีดน้ำแต่ละหัวมีปริมาณน้ำ $\frac{2.27}{2}$ L/min หรือเท่ากับ 1.135 L/min

แทนค่า ความดันและอัตราการไหล ของน้ำทั้งสองสภาวะนี้ ลงในสมการที่ (ง-1) จะได้

$$\frac{(L/min)_1}{(L/min)_2} = \frac{\sqrt{\text{bar}_1}}{\sqrt{\text{bar}_2}}$$

$$\frac{(1.1)}{(1.135)} = \frac{\sqrt{0.7}}{\sqrt{\text{bar}_2}}$$

ดังนั้น $\text{bar}_2 = 0.745 \text{ bar}$ หรือ 10.81 psig (ง-2)

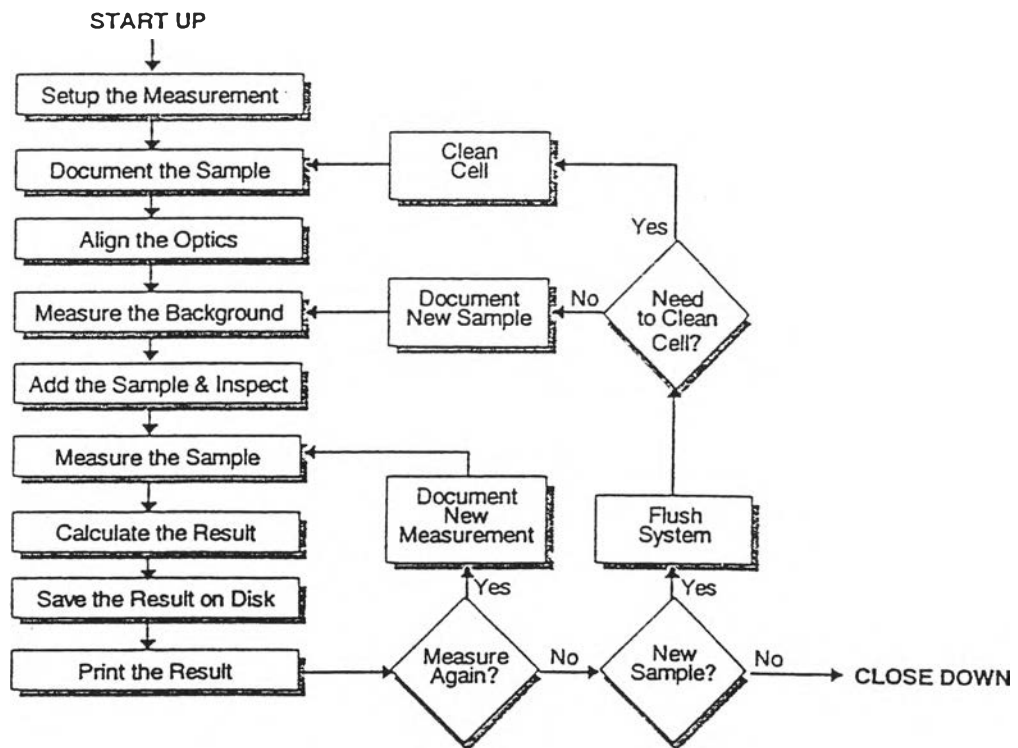
จากผลการทดลอง ดังตารางที่ 7.1 จะเห็นได้ว่า ค่าความดันของน้ำก่อนเข้าหัวฉีดแต่ละหัว ในการทดลองที่ 1 มีค่าเท่ากับ 11 psig ซึ่งมีค่าใกล้เคียงและสอดคล้องกับค่าที่ระบุไว้ใน catalog ของผู้ผลิตหัวฉีด ดังสมการที่ (ง-2) เพราะฉะนั้น จึงสามารถอ่านค่าขนาดของหยดน้ำ (d_o) ได้จาก

กราฟรูปที่ ง-3 และ ง-4 มีค่าเท่ากับ $1,160 \mu\text{m}$ ซึ่งจะนำไปใช้ในการคำนวณหาค่าประสิทธิภาพในการดักเก็บอนุภาคทางทฤษฎีของระบบเครื่องเก็บอนุภาค ในภาคผนวกต่อไป

ภาคผนวก จ

การวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค

ในการเลือกใช้และออกแบบระบบเครื่องเก็บอนุภาคเพื่อลดปริมาณอนุภาคในแก๊ส จะต้องคำนึงถึงลักษณะและช่วงขนาดของอนุภาคที่ปล่อยออกมาจากแหล่งกำเนิดด้วย ว่ามีสัดส่วนหรือมวลของอนุภาคมากน้อยเพียงไร เพื่อที่จะได้ใช้เป็นเกณฑ์ในการเลือกใช้ระบบเครื่องเก็บอนุภาคที่เหมาะสมกับลักษณะของอนุภาคที่จะดักเก็บ นอกจากนี้ในการที่จะศึกษาถึงประสิทธิภาพในการดักเก็บอนุภาคในช่วงขนาดต่างๆ ยังจำเป็นต้องทราบถึงลักษณะการกระจายขนาดของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ในแต่ละช่วงด้วยว่ามีปริมาณมาก, น้อย เพียงไร ด้วยเหตุผลต่างๆ นี้เองจึงจำเป็นต้องทำการวิเคราะห์หาการกระจายขนาดต่างๆ ของอนุภาค ด้วยเครื่องวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค ที่ชื่อว่า “MASTERSIZER” โดยเครื่องมือชนิดนี้มีขั้นตอนในการทำงาน ดังรูปที่ จ-1

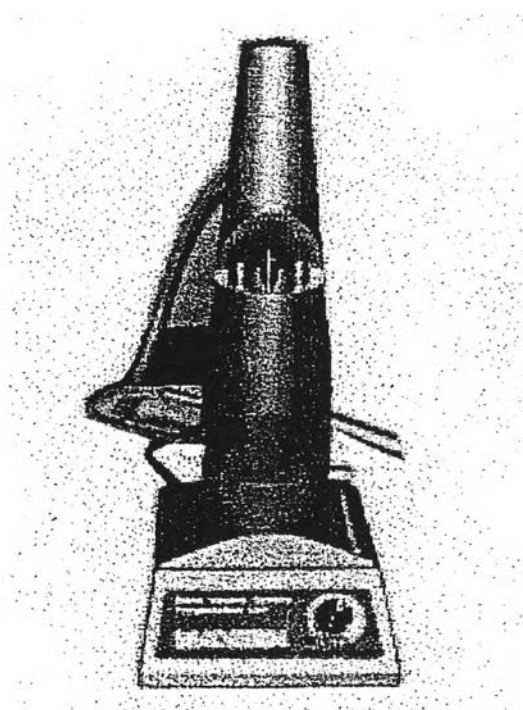


รูปที่ จ-1 แผนภาพแสดงขั้นตอนการทำงานของเครื่องวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค

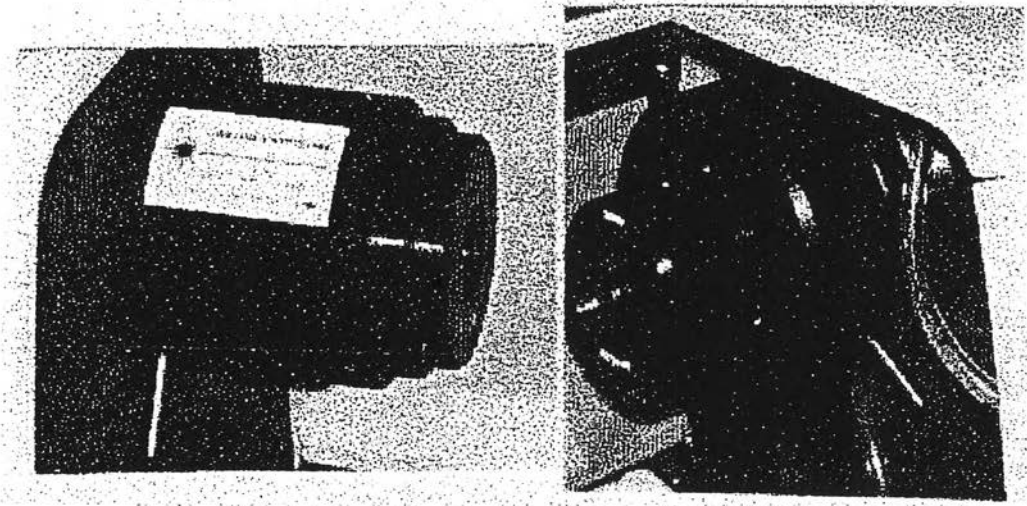
การวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค ทำได้โดยการใช้เครื่องมือวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค ซึ่งอาศัยหลักการตกกระทบของแสงบนอนุภาคที่เคลื่อนที่ผ่านบริเวณที่มีลำแสงส่องผ่าน ผลของการตกกระทบของแสงบนอนุภาคขนาดต่างๆ กัน จะมีการรายงานผลออกมาเป็นเปอร์เซ็นต์ของช่วงขนาดอนุภาคนั้นๆ ในจำนวนอนุภาคทั้งหมดที่มีอยู่ในขณะนั้น

เครื่องมือวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคดังกล่าว มีชื่อว่า “MASTERSIZER” ตั้งอยู่ที่ ศูนย์เครื่องมือวิจัยวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ซึ่งมีส่วนประกอบต่างๆ ดังนี้

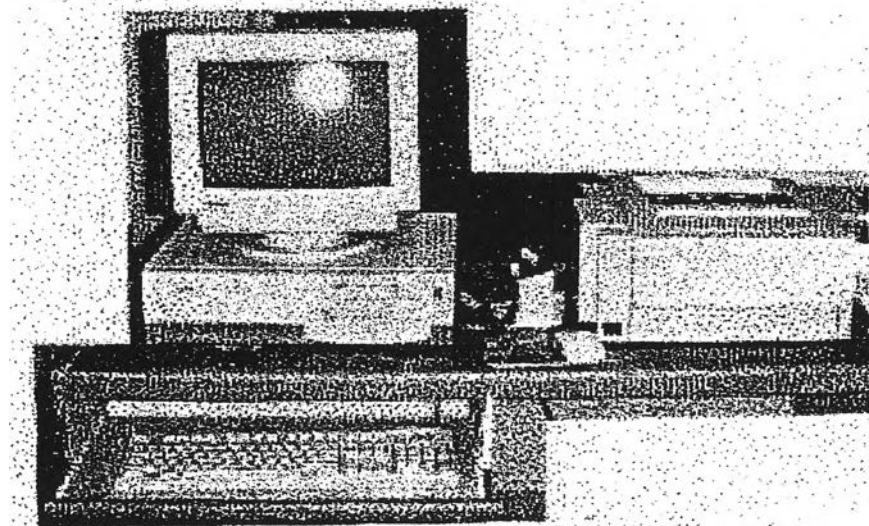
1. ส่วนป้อนตัวอย่างของอนุภาคที่ต้องการวิเคราะห์การกระจายขนาด (Small volume sample presentation unit)
2. ส่วนกำเนิดแสงและวัดการตกกระทบของแสงบนอนุภาค (Mastersize optical measurement unit)
3. ส่วนประมวลผลและส่วนแสดงผล (Computer system)
4. ส่วนคำนวณผลด้วยคอมพิวเตอร์ (Malvern operating software) เป็นส่วนที่รับข้อมูลจากส่วนประมวลผลมาแสดง โดยใช้โปรแกรมซอฟต์แวร์ที่มีชื่อว่า “Malvern mastersizer” มาช่วยในการคำนวณและแสดงผลให้ชัดเจนขึ้น



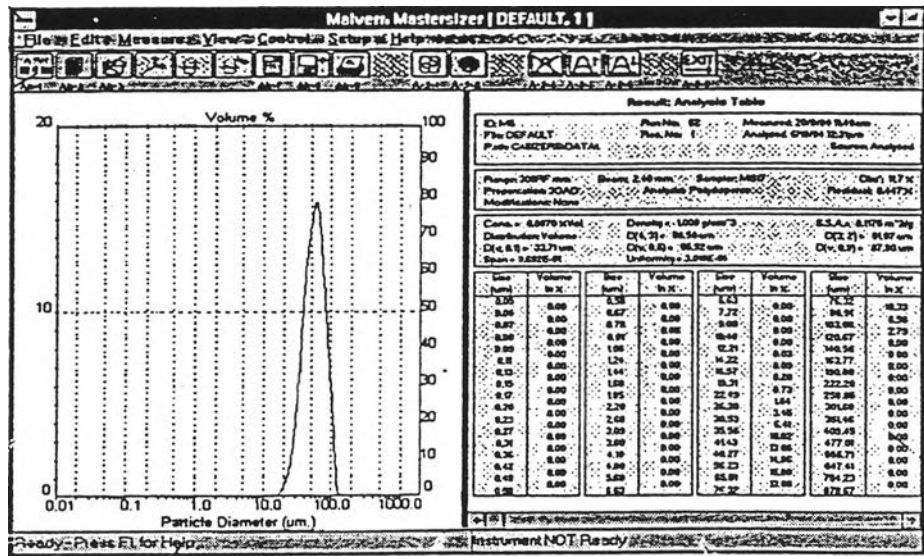
รูปที่ จ-2 แสดงส่วนป้อนตัวอย่างอนุภาคที่ต้องการวิเคราะห์การกระจายขนาด



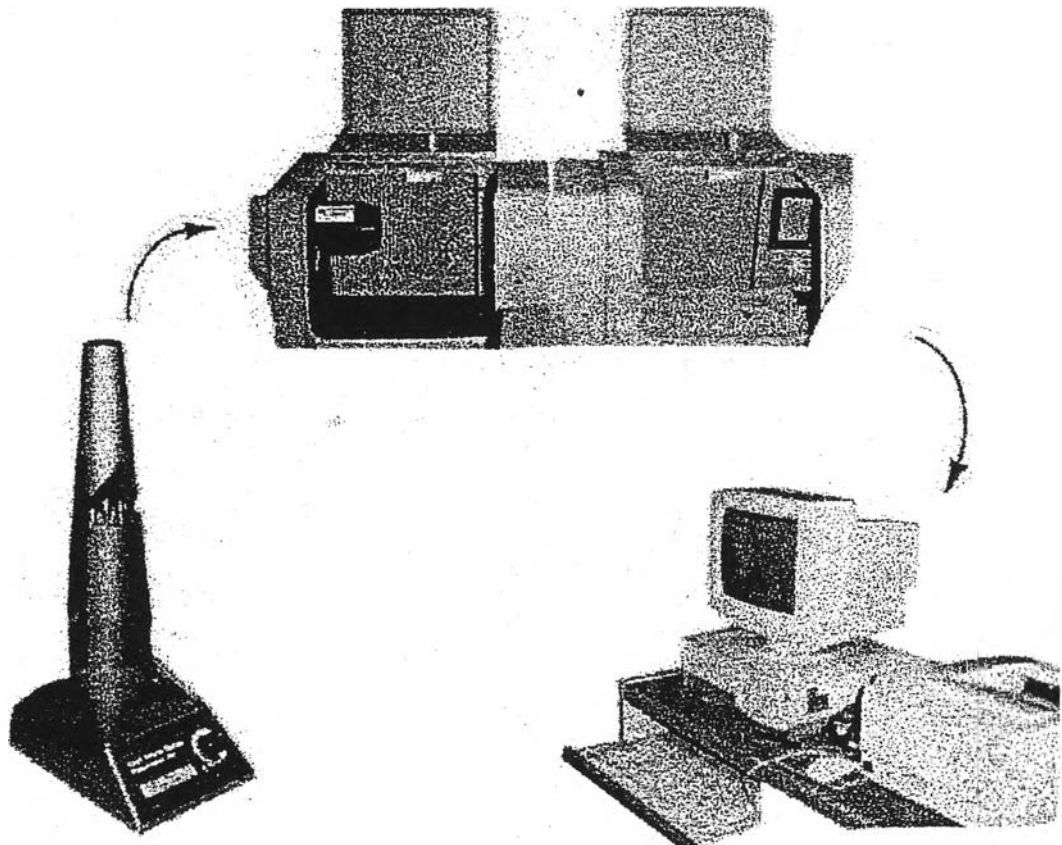
รูปที่ จ-3 แสดงส่วนกำเนิดแสงและวัดการตกกระทบของแสงบนอนุภาค



รูปที่ จ-4 แสดงส่วนประมวลผลและแสดงผล



รูปที่ จ-5 แสดงส่วนคำนวณผลด้วยคอมพิวเตอร์



รูปที่ จ-6 แสดงเครื่องมือโดยรวม

สำหรับการเตรียมตัวอย่างอนุภาคที่จะใช้วิเคราะห์หาการกระจายขนาดของอนุภาคนั้นจะใช้วิธีวิเคราะห์แบบเปียก (wet analysis) โดยจะใช้น้ำกลั่นหรือน้ำสะอาดในบีกเกอร์ที่เตรียมไว้แล้วจึงทำการเปิดเครื่องปฏิบัติตามขั้นตอนดังนี้

ขั้นตอนที่ 1

- 1) เปิดสวิทช์ที่ส่วนประมวลผลและแสดงผลด้วยคอมพิวเตอร์ โดยใช้โปรแกรมซอฟต์แวร์ที่มีชื่อว่า “Malvern Mastersizer”
- 2) เปิดสวิทช์ที่ส่วนกำเนิดแสงและวัดการตกกระทบของแสงบนอนุภาค

ขั้นตอนที่ 2

- 1) เติมน้ำกลั่นลงใน chamber รูปกรวยให้สูงเกินกว่าท่อโลหะ chamber ประมาณ 1 นิ้ว
- 2) เปิดสวิทช์ในส่วนป้อนตัวอย่างของอนุภาคใส่อากาศในท่อออกให้หมดแล้วปิด หลังจากนั้นเปิดสวิทช์อีกครั้ง เพื่อใส่อากาศออกให้หมด

ขั้นตอนที่ 3

- 1) เมื่อคอมพิวเตอร์แสดงผลบนหน้าจอเป็น “Malvern Mastersizer” แสดงว่าส่วนประมวลผลและแสดงผลพร้อมที่จะเริ่มทำการคำนวณ
- 2) เลือกคำสั่ง “SET UP” บนหน้าจอคอมพิวเตอร์ด้วยการ click mouse button เพื่อทำการตั้งค่าตัวเลือกต่างๆ แล้วเลือกที่คำสั่ง “START” ด้วยการ click mouse button อีกครั้ง เพื่อทำการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคในตัวอย่างนั้นด้วยโปรแกรมซอฟต์แวร์ที่มีชื่อว่า “Malvern Mastersizer”

หมายเหตุ ในกรณีที่ไม่ต้องการ “SET UP” ใหม่ก็ให้ข้าม ขั้นตอนที่ 3 ไปเลย เครื่องจะใช้ข้อมูล “SET UP” ที่เก็บไว้ล่าสุด

ขั้นตอนที่ 4

- 1) เลือกคำสั่ง “#RUNS” บนหน้าจอคอมพิวเตอร์ด้วยการ click mouse button แล้วจึงเลือกจำนวนครั้งที่จะให้ run ซ้ำในตัวอย่างหนึ่งๆ
- 2) กดปุ่ม “F12” เพื่อเก็บค่าตัวเลือกที่ต้องการไว้ในหน่วยความจำ
- 3) เลือกคำสั่ง “Set up Analysis” บนจอคอมพิวเตอร์ด้วยการ click mouse button เครื่องจะทำการ Set up Analysis และพร้อมที่จะทำงาน

4) นำตัวอย่างของอนุภาคผสมกับน้ำกลั่นในบีกเกอร์ที่เตรียมไว้กวนให้ทั่ว แล้วจึงค่อยๆ เทลงใน recirculator จนถึงระดับที่ต้องการ ซึ่งบนหน้าจอก็จะแสดงข้อความ “Instrument ready”

5) กดปุ่ม “Ctrl” พร้อมกับปุ่ม “s” เครื่องจะทำการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคทันที

หมายเหตุ ในการเปลี่ยนตัวอย่างของอนุภาคทุกครั้งต้องมีการทำความสะอาดส่วนป้อนตัวอย่างของอนุภาคก่อนทุกครั้ง และกดปุ่ม “Ctrl” พร้อมกับปุ่ม “c” เพื่อให้ระบบคอมพิวเตอร์ทำการ clear ข้อมูลโดยอัตโนมัติ

สำหรับการแสดงผลการวิเคราะห์ผลการกระจายขนาดของอนุภาคจะรายงานออกมาทั้งทางจอภาพและทางเครื่องพิมพ์ ซึ่งจะมีรูปแบบการรายงานผลการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค (Analysis reports) แบ่งออกเป็น 5 ส่วน ดังนี้

1. ส่วนแสดงรายละเอียดของตัวอย่างที่นำมาวิเคราะห์ (Sample detail)
2. ส่วนแสดงรายละเอียดของระบบที่ใช้ในการวิเคราะห์ (System detail)
3. ส่วนแสดงผลการวิเคราะห์ทางสถิติ (Result statistics)
4. ส่วนแสดงตารางผลการวิเคราะห์ขนาดของอนุภาค (Histogram result table)
5. ส่วนแสดงกราฟความสัมพันธ์การวิเคราะห์ขนาดของอนุภาค (Histogram graph)

1. ส่วนแสดงรายละเอียดของตัวอย่างที่นำมาวิเคราะห์ (Sample details)

Sample Details		
Sample ID: S-1	Run Number: 1	Measurement Date: Fri, Sep 06, 1996
Sample File: S-1	Record Number: 1	Analysis Date: Fri, Sep 06, 1996
Sample Path: A:\		Result Source: Analysed
Sample Notes: Test		
Equipment Centre Chulalongkorn University.		
Liquid medium: water		

2. ส่วนแสดงรายละเอียดของระบบที่ใช้ในการวิเคราะห์ (System details)

System Details			
Range Lens: 300RF mm	Beam Length: 2.40 mm	Sampler: MS1	Obscuration: 20.1 %
Presentation: 3SSD	(Fraunhofer)		Residual: 0.227 %
Analysis Model: Polydisperse			
Modifications: None			

3. ส่วนแสดงผลการวิเคราะห์ทางสถิติ (Result statistics)

Result Statistics			
Distribution Type: Volume	Concentration = 0.0320 %Vol	Density = 1.000 g/ cub cm	Specific S.A = 0.5835 sq.m/g
Mean Diameter:	D(v,0.1) = 6.73 um	D(v,0.5) = 25.01 um	D(v,0.9) = 132.70 um
D[4,3] = 54.61 um	D[3,2] = 10.26 um	Span = 5.037E+00	Uniformity = 1.690E+00

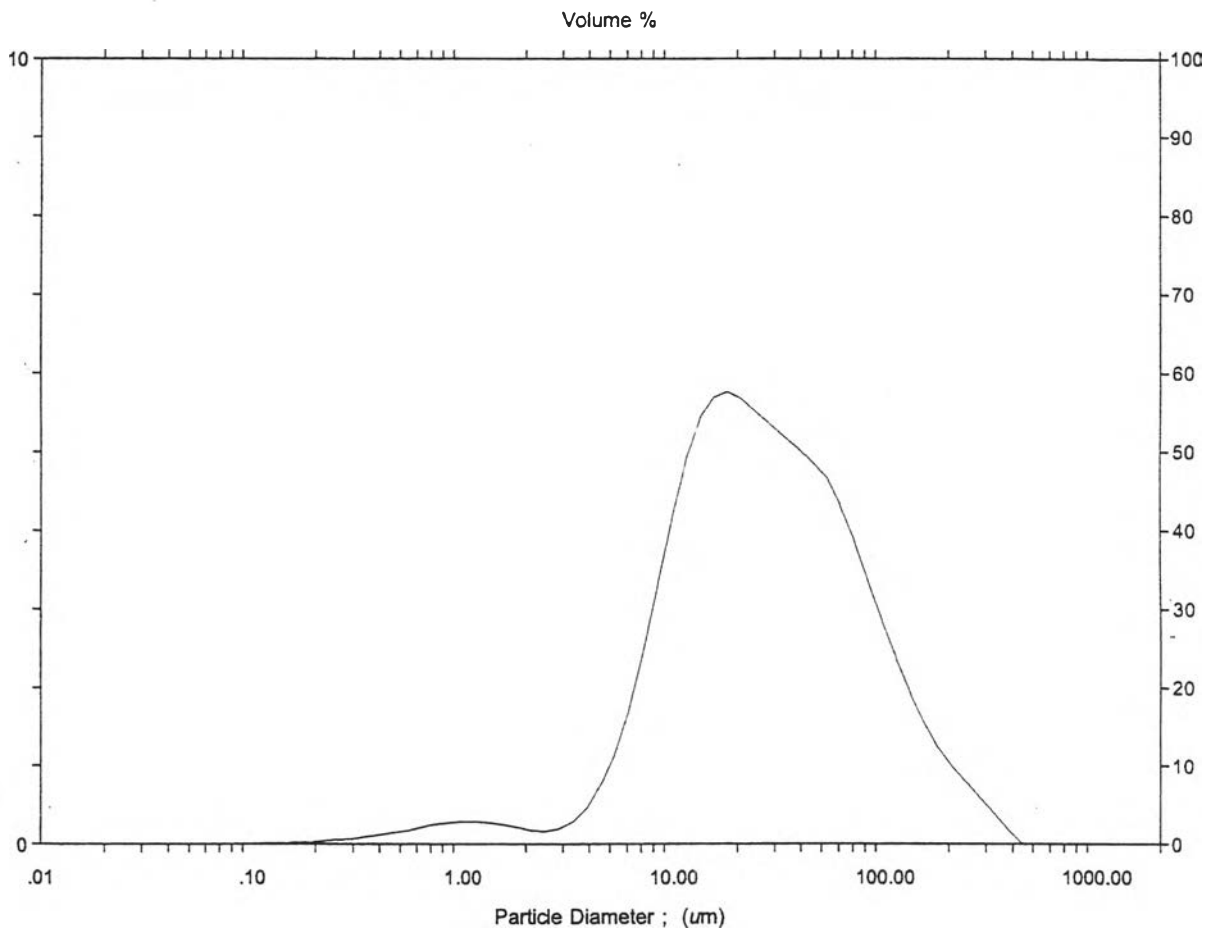
- โดยที่ D(v,0.1) 10th percentile
 D(v,0.5) 50th percentile
 D(v,0.9) 90th percentile
 D[4,3] the volume weighted mean diameter
 D[3,2] the surface weighted mean diameter

4. ส่วนแสดงตารางผลการวิเคราะห์ขนาดของอนุภาค (Histogram result table)

Size Low (um)	In %	Size High (um)	Under%	Size Low (um)	In %	Size High (um)	Under%
0.05	0.00	0.06	0.00	6.63	2.84	7.72	12.59
0.06	0.00	0.07	0.00	7.72	3.54	9.00	16.13
0.07	0.00	0.08	0.00	9.00	4.18	10.48	20.32
0.08	0.00	0.09	0.00	10.48	4.74	12.21	35.05
0.09	0.00	0.11	0.00	12.21	5.13	14.22	30.19
0.11	0.00	0.13	0.00	14.22	5.36	16.57	35.54
0.13	0.00	0.15	0.00	16.57	5.43	19.31	40.97
0.15	0.01	0.17	0.01	19.31	5.37	22.49	46.35
0.17	0.01	0.20	0.02	22.49	5.23	26.20	51.57
0.20	0.03	0.23	0.05	26.20	5.03	30.53	56.60
0.23	0.05	0.27	0.09	30.53	4.81	35.56	61.42
0.27	0.07	0.31	0.16	35.56	4.58	41.43	65.99
0.31	0.09	0.36	0.26	41.43	4.32	48.27	70.31
0.36	0.13	0.42	0.38	48.27	4.05	56.23	74.36
0.42	0.16	0.49	0.54	56.23	3.67	65.51	78.04
0.49	0.20	0.58	0.74	65.51	3.26	76.32	81.30
0.58	0.24	0.67	0.98	76.32	2.86	88.91	84.16
0.67	0.27	0.78	1.25	88.91	2.49	103.58	86.64
0.78	0.29	0.91	1.54	103.58	2.16	120.67	88.80
0.91	0.29	1.06	1.83	120.67	1.88	140.58	90.68
1.06	0.29	1.24	2.12	140.58	1.64	163.77	92.32
1.24	0.27	1.44	2.39	163.77	1.45	190.80	93.77
1.44	0.25	1.68	2.64	190.80	1.28	222.28	95.05
1.68	0.22	1.95	2.86	222.28	1.13	258.95	96.19
1.95	0.22	2.28	3.08	258.95	0.99	301.68	97.17
2.28	0.25	2.65	3.32	301.68	0.84	351.46	98.01
2.65	0.33	3.09	3.65	351.46	0.69	409.45	98.70
3.09	0.49	3.60	4.14	409.45	0.54	477.01	99.25
3.60	0.74	4.19	4.88	477.01	0.40	555.71	99.65
4.19	1.11	4.88	5.98	555.71	0.25	647.41	99.90
4.88	1.59	5.69	7.58	647.41	0.10	754.23	100.00
5.69	2.18	6.63	9.75	754.23	0.00	878.67	100.00

Histogram result table and report : the analysis result table and report the calculated size band values and distribution result values. Depending on the form of the distribution being displayed in the result graph, the values of the distribution listed can be in band, under-size or over-size values. Histogram data (" Volume ln%" :percent of total volume represented by each size band) , the size is identified by printing its lower and upper limit, in microns, with cumulative and histogram values on the same line.

5. ส่วนแสดงกราฟแสดงความสัมพันธ์การวิเคราะห์ขนาดของอนุภาค (Histogram graph)



A histogram graph : Depending on the number of size bands used in generating the sizes. The scale on the left of the result graph is for the in band distribution and the scale on the right is for under-size or over-size distributions.

การวิเคราะห์กราฟแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคที่สภาวะต่างๆ

การเขียนกราฟเพื่อแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคนั้น สามารถทำได้โดยการ plot ค่าความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของอนุภาคที่มีอยู่ในแต่ละช่วงขนาด (size interval) กับค่ากึ่งกลางของแต่ละขนาด (geometric mean of the size band limits) นั้นๆ โดยพิจารณาค่ากึ่งกลางของแต่ละช่วงขนาด ได้จากสมการ

$$\bar{d}_x = \sqrt{(d_l \times d_h)} \quad (จ-1)$$

เมื่อ \bar{d}_x = ค่ากึ่งกลางของช่วงขนาดอนุภาคที่ x (Geometric mean of the size band limits); μm

d_h = ขนาดสูงสุดของช่วงขนาดอนุภาคที่ x (Upper size diameter); μm

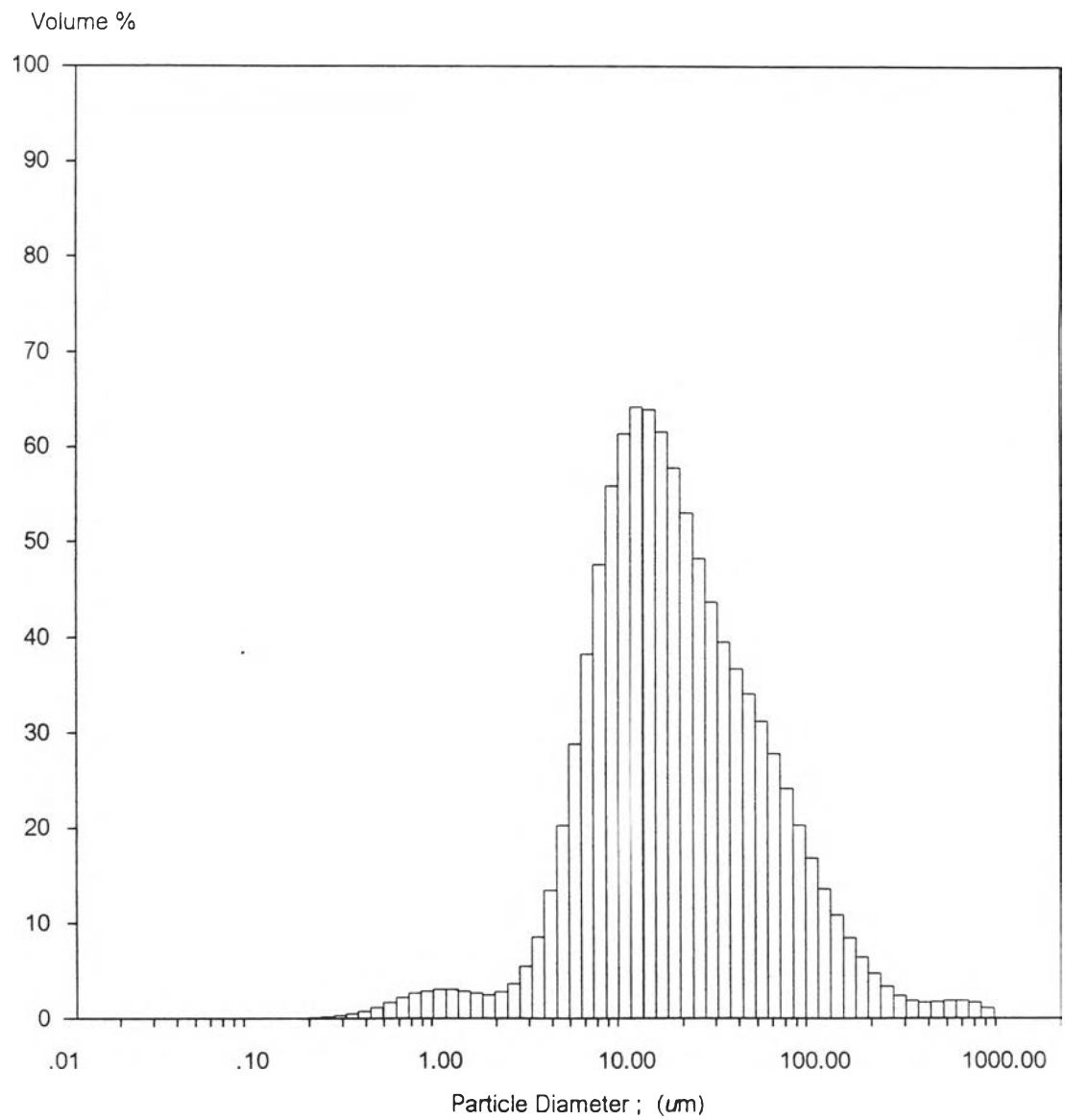
d_l = ขนาดต่ำสุดของช่วงขนาดอนุภาคที่ x (Lower size diameter); μm

การรายงานผลการกระจายขนาดของอนุภาคจะรายงานอยู่ในรูปเปอร์เซ็นต์ของปริมาณอนุภาคกับช่วงขนาดต่างๆดังแสดงในส่วนตารางแสดงผลการวิเคราะห์ขนาดของอนุภาค (Histogram result table) ซึ่งสามารถอธิบายรายละเอียดได้ดังต่อไปนี้

- 1) Size low หมายถึง ขนาดต่ำสุดของช่วงขนาดอนุภาคนั้นๆ มีหน่วยเป็น ไมครอน
- 2) Size high หมายถึง ขนาดสูงสุดของช่วงขนาดอนุภาคนั้นๆ มีหน่วยเป็น ไมครอน
- 3) ln% หมายถึง เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของปริมาณอนุภาคที่มีอยู่ในช่วงขนาดอนุภาคนั้นๆ ตัวอย่างเช่น ที่ช่วงขนาดอนุภาค 7.72-9.00 ไมครอน มีเปอร์เซ็นต์ของปริมาณอนุภาคอยู่ 3.54 % โดยปริมาตร ซึ่งหาได้จากค่า Under% ที่ช่วงขนาดอนุภาค 7.72-9.00 ไมครอน ซึ่งมีค่า = 16.13 % โดยปริมาตร ลบด้วยค่า Under% ที่ช่วงขนาดก่อนหน้านั้น คือช่วงขนาดอนุภาค 6.63-7.72 ไมครอน ซึ่งมีค่า 12.59 % โดยปริมาตร (กล่าวคือ $16.13 - 12.59 = 3.54$ % โดยปริมาตร)
- 4) Under% หมายถึง เปอร์เซ็นต์โดยปริมาตรของปริมาณอนุภาคที่มีขนาดอนุภาคเล็กกว่าช่วงขนาดของอนุภาคที่กล่าวถึง ตัวอย่างเช่น ที่ช่วงขนาดอนุภาค 7.72-9.00 ไมครอน มีค่า Under% อยู่ 19.13 % อยู่ 16.13 % โดยปริมาตร อาจกล่าวได้ว่า 16.13 % โดยปริมาตรของปริมาณอนุภาค สามารถผ่านตะแกรงร่อนขนาด 9.00 ไมครอนได้ ดังนั้นจะเหลืออีก 83.87 % โดยปริมาตร ที่อนุภาคมีขนาดใหญ่กว่า 9.00 ไมครอน ค้างอยู่บนตะแกรงร่อนขนาด 9.00 ไมครอน

ดังนั้นการเขียนกราฟเพื่อแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคจึงต้องการ plot กราฟ ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของอนุภาคที่มีอยู่ในช่วงขนาดที่พิจารณา (ln%) กับค่ากึ่งกลางของช่วงขนาดอนุภาคที่พิจารณา (\bar{d}_x) สำหรับค่ากึ่งกลางของช่วงขนาดอนุภาคที่พิจารณานั้นสามารถหาได้โดยใช้สมการที่ (จ-1) ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว ตัวอย่างเช่น ที่ช่วงขนาดของอนุภาค 7.72-9.00

ไมครอน จะมีค่ากึ่งกลางของช่วงขนาดอนุภาค (\bar{d}_x) = $\sqrt{(7.72 \times 9.00)}$ = 8.34 ไมครอน ซึ่งจะนำไป plot กราฟ คู่กับค่า $\ln\%$ ในช่วงขนาด 7.72-9.00 ไมครอน คือ 3.54 % โดยปริมาตร วิธีที่แสดงให้เห็นการเขียนกราฟแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคอย่างง่าย ๆ คือการเขียนกราฟแท่ง โดยให้มีความกว้างของแท่งกราฟเท่ากับความกว้างของช่วงขนาดอนุภาคที่พิจารณา เช่น ที่ช่วงขนาดอนุภาค 7.72-9.00 ไมครอน จะมีความกว้างของช่วงขนาดอนุภาคเท่ากับ 1.28 ไมครอน โดยหาได้จากการนำขนาดสูงสุดของช่วงอนุภาค (Size high) ซึ่งมีค่า = 9.00 ไมครอน ลบออกจากขนาดต่ำสุดของช่วงขนาดอนุภาค (Size low) ซึ่งมีค่า = 7.72 ไมครอน และให้ความสูงของแท่งกราฟเท่ากับค่า $\ln\%$ = 3.54 % โดยปริมาตร จากนั้นจึงลากเส้นระหว่างจุดยอดที่อยู่กึ่งกลางของกราฟแต่ละแท่ง ซึ่งจะได้กราฟแสดงการกระจายขนาดของอนุภาค ดังรูปที่ จ-7 ทำเช่นนี้ทุกๆ การทดลองก็จะได้กราฟแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคในแต่ละการทดลอง



รูปที่ จ-7 แสดงตัวอย่างการพล็อตกราฟเพื่อแสดงการกระจายขนาดของอนุภาค

ตัวอย่างแสดงผลที่ได้จากการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาค

ในงานวิจัยนี้ได้แยกวิเคราะห์หาการกระจายขนาดของตัวอย่างอนุภาค ออกเป็น 2 กลุ่ม คือ

1. วิเคราะห์หาการกระจายขนาดของตัวอย่างอนุภาคที่เข้าระบบ ซึ่งถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง ดังที่ได้แสดงไว้ในกราฟรูปที่ 7.18-7.29 และสามารถนำกราฟรูปที่ 7.18 มาเขียนเป็นตารางแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคสำหรับการทดลองที่ 1 ได้ดังตารางที่ จ-1

2. วิเคราะห์หาการกระจายขนาดของตัวอย่างอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ในตัวอย่างน้ำทิ้งที่ออกจากระบบเครื่องเก็บอนุภาค ดังที่ได้แสดงไว้ในกราฟรูปที่ 7.30-7.41 และสามารถนำกราฟรูปที่ 7.30 มาเขียนเป็นตารางแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคสำหรับการทดลองที่ 1 ได้ดังตารางที่ จ-2

จากผลการวิเคราะห์การกระจายขนาดของตัวอย่างอนุภาค ในกราฟรูปที่ 7.18 และ 7.30 สำหรับการทดลองที่ 1; ทดลองเผามูลฝอยกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3.\text{gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm สามารถนำมาเขียนเป็นตารางแสดงการกระจายขนาดของอนุภาคที่ไหลเข้าและถูกดักเก็บได้ด้วยระบบเครื่องเก็บอนุภาค ได้ดังตารางที่ จ-1 และ จ-2 ตามลำดับ

ช่วงขนาดของอนุภาค (μm)	ขนาดของอนุภาคเฉลี่ย; d_p (μm)	เปอร์เซ็นต์โดยมวลของอนุภาคขาเข้า; m_i (% by mass)
0.05 – 1.06	0.5	12.22
1.06 – 4.88	3	12.54
4.88 – 10.48	7.5	19.01
10.48 – 19.31	15	21.09
19.31 – 30.53	25	14.89
30.53 – 48.27	40	10.14
48.27 – 103.58	75	6.21
> 103.58	430	3.90

ตารางที่ จ-1 ผลการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคที่ไหลเข้าระบบ สำหรับการทดลองที่ 1; เผาด้วยปริมาณอากาศ 160 %EA, อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ $0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3.\text{gas}$, หัวฉีดน้ำ GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm

ช่วงขนาดของอนุภาค (μm)	ขนาดของอนุภาคเฉลี่ย; d_p (μm)	เปอร์เซ็นต์โดยมวลของอนุภาคที่เก็บได้; m_{C_i} (% by mass)
0.05 – 1.06	0.5	10.13
1.06 – 4.88	3	5.55
4.88 – 10.48	7.5	13.87
10.48 – 19.31	15	25.63
19.31 – 30.53	25	21.75
30.53 – 48.27	40	13.42
48.27 – 103.58	75	5.98
> 103.58	430	3.67

ตารางที่ จ-2 ผลการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคที่ถูกเก็บได้ สำหรับการทดลองที่ 1;
 เผาด้วยปริมาณอากาศ 160 %EA, อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ 0.4 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีดน้ำ
 GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm

ภาคผนวก ฉ
มวลของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง

ขั้นตอนในการชักตัวอย่างอนุภาคในแต่ละการทดลอง จะใช้ท่อชักตัวอย่างแต่ละท่อเก็บตัวอย่าง หรือขี้เถ้าบิน (fly ash) ต่างๆ ที่ออกจากปล่องควันของเตาเผา โดยท่อชักตัวอย่าง 1 ท่อ จะใช้ทำการเก็บตัวอย่างอนุภาคขณะทำการทดลอง เป็นเวลาท่อละ 15 นาที แล้วทำการชั่งน้ำหนักของอนุภาคที่ดักเก็บได้จากน้ำหนักที่เพิ่มขึ้นของแผ่นกรอง (filter mat) ทั้ง 3 แผ่นที่อยู่ในท่อชักตัวอย่าง และในงานวิจัยนี้จะใช้เวลาในการจดบันทึกการทดลองจริงนาน 90 นาที เพราะฉะนั้นในแต่ละการทดลองจะประกอบไปด้วยท่อชักตัวอย่างทั้งหมด จำนวน 6 ท่อ ดังที่ได้แสดงไว้แล้วในตารางที่ 7.15 ถึง 7.26

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผามูลฝอยกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \cdot \text{gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm ได้น้ำหนักของอนุภาคทั้งหมดที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง = 11.6885 g/90 min

จากสมการที่ (ข-18) ใน ภาคผนวก ข จะได้ว่า

ค่าอัตราการไหลเชิงปริมาตรเฉลี่ยของแก๊สร้อนที่ไหลเข้าท่อชักตัวอย่าง (Q_{samp}) ในการทดลองที่ 1 มีค่าเท่ากับ $0.0045 \text{ m}^3/\text{sec}$

ดังนั้น ความเข้มข้นของอนุภาคทั้งหมดที่เก็บตัวอย่างได้จากท่อชักตัวอย่าง (Overall indicated particulate concentration; C) มีค่าเท่ากับ $\frac{11.6885 \text{ g}/90 \text{ min}}{0.0045 \text{ m}^3/\text{s}} = 0.4810 \text{ g}\cdot\text{particle}/\text{m}^3 \cdot \text{gas}$

(ฉ-1)

ภาคผนวก ข

การหาค่าความเข้มข้นจริงของอนุภาคที่ไหลเข้าระบบ

ในภาคผนวกนี้ จะแสดงการคำนวณหาค่าความเข้มข้นจริงของอนุภาค (True particulate concentration) ที่ไหลเข้าระบบเครื่องเก็บอนุภาค โดยค่าความเข้มข้นจริงนี้จะหาได้จากปริมาณอนุภาคทั้งหมดที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่างในขณะที่ทำการทดลอง ที่ได้แสดงไว้ในตารางที่ 7.15 ถึง 7.26

สำหรับสมการที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าความเข้มข้นของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง (Indicated particulate concentration; C_i) และค่าความเข้มข้นจริงของอนุภาคที่มีอยู่ในท่อทางเข้าของระบบเครื่องเก็บอนุภาค (True particulate concentration; C_o) ได้กล่าวมาแล้วในสมการที่ (4.2) และ (4.3) ซึ่งมีรูปแบบของสมการดังนี้

$$\frac{C_i}{C_o} = \frac{U_o}{U} \left\{ 1 + f(p) \left[\left(\frac{U}{U_o} \right)^{1/2} - 1 \right] \right\}^2$$

โดยที่ C_i = ความเข้มข้นของอนุภาคที่เก็บตัวอย่างได้ (Indicated particulate concentration);

kg.particle/m³.gas

C_o = ความเข้มข้นจริงของอนุภาคในปล่อง (True particulate concentration);

kg.particle/m³.gas

U_o = ความเร็วเฉลี่ยของแก๊สในปล่อง; m/s

U = ความเร็วเฉลี่ยของแก๊สในท่อชักตัวอย่าง; m/s

D = เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของท่อชักตัวอย่าง; m

d_p = เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของอนุภาค; m

ρ_p = ความหนาแน่นของอนุภาค; kg/m³

μ = ความหนืดของแก๊ส; kg/m.s

$P = \frac{d_p^2 \rho_p U_o}{18 \mu D}$; ไม่มีหน่วย

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผาผลาญฝอยกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA
อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \cdot \text{gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้
GG3 มีขนาดรูออริฟิซ 1.5 mm ได้ผลการทดลองดังนี้

- 1) ค่าอัตราการไหลของแก๊สเสียในปล่องที่ออกจากเตาเผา; $Q_{gs} = 0.10 \text{ m}^3/\text{s}$
- 2) ค่าอัตราการไหลของแก๊สเสียที่ไหลเข้าท่อชักตัวอย่าง; $Q_{gsamp} = 0.0045 \text{ m}^3/\text{s}$
- 3) อุณหภูมิของแก๊สเสียในปล่อง; $T_{gs} = 157 \text{ }^\circ\text{C}$
- 4) ความหนาแน่นของอนุภาค; $\rho_p = 261 \text{ kg/m}^3$
- 5) ความหนืดของแก๊สเสียในปล่อง; $\mu_g = 2.347 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$
- 6) ขนาดพื้นที่หน้าตัดของท่อ 8" ที่ถูกแยกด้วยท่อชักตัวอย่าง = 0.03 m^2
- 7) ขนาดพื้นที่หน้าตัดของท่อชักตัวอย่าง ($D = 2''$) = 0.002 m^2

ตัวแปรต่างๆ ที่ต้องแทนลงใน สมการที่ (4.2) และ (4.3) สามารถหาได้ดังนี้

$$U_o = 3.3333 \text{ m/s}$$

$$U = 2.15 \text{ m/s}$$

$$P = \frac{d_{p_i}^2 \rho_p U_o}{18 \mu D} = \frac{(261 \times 3.3333) d_{p_i}^2}{18 (2.3745 \times 10^{-5}) (0.05)} = 411.856 \times 10^5 d_{p_i}^2 \quad (\text{ซ-1})$$

แทนค่าเหล่านี้ลงในสมการที่ (4.2) จะได้

$$\frac{C_i}{C_{o_i}} = 1.5504 \{1 - 0.1968 f(p)\}^2 \quad \text{เมื่อ } p = 411.856 \times 10^5 d_{p_i}^2 \quad (\text{ซ-2})$$

โดยที่ $f(p) =$ ฟังก์ชันของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (p) ซึ่งสามารถหาได้จากกราฟ
รูปที่ 4.3

จากตารางที่ จ-1 แสดงผลการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง สำหรับการทดลองที่ 1 ได้ผลดังนี้

ช่วงขนาดของอนุภาค (μm)	ขนาดอนุภาคเฉลี่ย; d_p (μm)	เปอร์เซ็นต์โดยมวลของอนุภาคขาเข้า; m_i (% by mass)
0.05 - 1.06	0.5	12.22
1.06 - 4.88	3	12.54
4.88 - 10.48	7.5	19.01
10.48 - 19.31	15	21.09
19.31 - 30.53	25	14.89
30.53 - 48.27	40	10.14
48.27 - 103.58	75	6.21
> 103.58	430	3.90

พิจารณาที่ท่อชักตัวอย่าง จะได้ว่า

$$Q_{\text{gsamp}} = 0.0045 \text{ m}^3/\text{s}$$

และ ความเข้มข้นของอนุภาคทั้งหมดที่ดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง $0.481 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$
(Overall indicated particulate concentration; C) ดังที่แสดงไว้ใน ภาคผนวก ฉ

จากตารางที่ จ-1 สามารถคำนวณหาความเข้มข้นของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่างในแต่ละช่วงขนาดอนุภาค; C_i ได้ดังนี้

$$\text{ที่ } d_{p_1} = 0.5 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_1 = \left(\frac{12.22\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}) = 0.0588 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_2} = 3 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_2 = \left(\frac{12.54\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}) = 0.0603 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_3} = 7.5 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_3 = \left(\frac{19.01\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}) = 0.0914 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_4} = 15 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_4 = \left(\frac{21.09\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}) = 0.1014 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_5} = 25 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_5 = \left(\frac{14.89\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}) = 0.0716 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_6} = 40 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_6 = \left(\frac{10.14\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}) = 0.0488 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_7} = 75 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_7 = \left(\frac{6.21\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}) = 0.0299 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_8} = 430 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_8 = \left(\frac{3.90\%}{100\%} \right) (0.481 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}) = 0.0188 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

แทนค่า ขนาดของอนุภาค (d_p) และความเข้มข้นของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยท่อชักตัวอย่าง (C_i) ในแต่ละช่วงขนาดอนุภาคที่ i ลงในสมการที่ (ซ-1) และ (ซ-2) จะสามารถหาค่าความเข้มข้นจริงของอนุภาคในปล่อง ที่แต่ละช่วงขนาดอนุภาคที่ i ได้ดังนี้

$$\text{ที่ } d_{p_1} = 0.5 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_1} = 0.0588 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_2} = 3 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_2} = 0.0603 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_3} = 7.5 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_3} = 0.0914 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_4} = 15 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_4} = 0.1014 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_5} = 25 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_5} = 0.0716 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_6} = 40 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_6} = 0.0488 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

$$\text{ที่ } d_{p_7} = 75 \mu\text{m}; \text{ ได้ } C_{o_7} = 0.0276 \text{ g.particle/m}^3 \text{.gas}$$

ที่ $d_{p_8} = 430 \mu\text{m}$; ได้ $C_{o_8} = 0.0121 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$

ดังนั้น ความเข้มข้นจริงของอนุภาคที่ไหลมากับแก๊สเสียในปล่อง; $\sum_{i=1}^8 C_{o_i} = 0.472 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$

(Overall true particulate concentration; C_o)

ดังนั้น ความเข้มข้นของอนุภาคทั้งหมดที่ไหลเข้าระบบเครื่องเก็บอนุภาค = $0.472 \text{ g.particle/m}^3.\text{gas}$

(Overall dust concentration or loading)

ภาคผนวก ข

การหาประสิทธิภาพในการดักเก็บอนุภาค

ประสิทธิภาพรวมในการดักเก็บอนุภาค (Overall collection efficiency; η_T) หมายถึง อัตราส่วนของอนุภาคที่สามารถดักเก็บได้ต่ออนุภาคทั้งหมดที่ผ่านเข้ามาในระบบเครื่องเก็บอนุภาค โดยสามารถเขียนเป็นสมการ ได้ดังนี้

$$\eta_T = \frac{M_C}{M_I} \quad (\text{ข-1})$$

เมื่อ η_T = ประสิทธิภาพรวมในการดักเก็บอนุภาค; ไม่มีหน่วย
 M_C = มวลของอนุภาคทั้งหมดที่ดักเก็บได้ด้วยเครื่องเก็บอนุภาค; g
 M_I = มวลของอนุภาคทั้งหมดที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค; g

โดยทั่วไป อนุภาคที่อยู่ในแก๊สที่ได้จากการเผาไหม้จะประกอบด้วยอนุภาคที่มีขนาดต่างๆ กัน ซึ่งอนุภาคที่มีขนาดใหญ่จะถูกดักเก็บได้ง่ายกว่าอนุภาคที่มีขนาดเล็ก ดังนั้นในการวิเคราะห์หาประสิทธิภาพในการดักเก็บอนุภาคอาจจะหาได้จากประสิทธิภาพย่อยของการดักเก็บอนุภาคในแต่ละช่วงขนาด (Fractional collection efficiency; η_i) ดังสมการ

$$\eta_i = \frac{m_{C_i}}{m_{I_i}} \quad (\text{ข-2})$$

เมื่อ η_i = ประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค ที่ช่วงขนาดอนุภาค i ; ไม่มีหน่วย
 m_{C_i} = มวลของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยเครื่องเก็บอนุภาค ที่ช่วงขนาดอนุภาค i ; g
 m_{I_i} = มวลของอนุภาคที่ไหลเข้าเครื่องเก็บอนุภาค ที่ช่วงขนาดอนุภาค i ; g

ดังนั้น จากสมการที่ (ข-1) และ (ข-2) จะได้ว่า

$$\eta_T = \frac{\sum_{i=1}^n (m_{I_i} \eta_i)}{M_I} \quad (\text{ข-3})$$

$$\text{โดยที่} \quad M_I = \sum_{i=1}^n m_{I_i} \quad (\text{ข-4})$$

$$\text{และ} \quad M_C = \sum_{i=1}^n m_{C_i} \quad (\text{ข-5})$$

ค่าประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค ที่ช่วงอนุภาค i อาจทำนายได้จากสมการของ H.F. Johnstone ดังที่ได้กล่าวมาแล้ว ในบทที่ 2 สมการที่ (2-2) ถึง (2-4) สำหรับในตอนท้ายของภาคผนวกนี้จะแสดงตัวอย่างการคำนวณหาประสิทธิภาพรวมในการดักเก็บอนุภาคของระบบเครื่องเก็บอนุภาคที่หาได้จากการทดลอง (experiment result) และจากการประมาณค่า (estimated result) โดยใช้สมการของ H.F. Johnstone รวมถึงการคำนวณหาค่าความเข้มข้นเฉลี่ยของอนุภาคในแก๊สร้อนที่ปล่อยสู่บรรยากาศ

ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1; ทดลองเผาผลาญฝอยกระดาษในอัตรา 30 kg/hr ด้วยปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียที่เข้าระบบ $R_1 = 0.4 \text{ L.H}_2\text{O/m}^3 \text{ gas}$, หัวฉีดน้ำที่ใช้ GG3 มีขนาดรอร์ฟิช 1.5 mm ได้ผลการทดลองดังนี้

1) ประสิทธิภาพรวมในการดักเก็บอนุภาคที่หาได้จากการทดลอง (experiment result; $(\eta_T)_{\text{exp}}$)

จากผลการวิเคราะห์การกระจายขนาดของอนุภาคในตัวอย่างน้ำทิ้ง สำหรับการทดลองที่ 1 ดังตารางที่ จ-2 ได้ผลดังนี้

ช่วงขนาดของอนุภาค (μm)	ขนาดอนุภาคเฉลี่ย; d_p (μm)	เปอร์เซ็นต์โดยมวลของอนุภาคที่เก็บได้; m_{C_i} (% by mass)
0.05 - 1.06	0.5	10.13
1.06 - 4.88	3	5.55
4.88 - 10.48	7.5	13.87
10.48 - 19.31	15	25.63
19.31 - 30.53	25	21.75
30.53 - 48.27	40	13.42
48.27 - 103.58	75	5.98
> 103.58	430	3.67

พิจารณาที่ถังรองรับน้ำเสีย; ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ในน้ำทิ้ง = 732 mg/L
 ปริมาณน้ำทิ้งทั้งหมดที่ออกจากระบบ = 199.5 L/90 min

จากตารางที่ จ-2 สามารถคำนวณหามวลของอนุภาคที่ถูกเก็บได้ด้วยเครื่องเก็บอนุภาคจากน้ำทิ้งของระบบ ในแต่ละช่วงขนาด d_p ใดๆ ได้ดังนี้

$$\text{ที่ } d_{p_1} = 0.5 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{10.13\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.0741 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_2} = 3 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{5.55\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.0406 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_3} = 7.5 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{13.87\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.1015 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_4} = 15 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{25.63\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.1876 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_5} = 25 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{21.75\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.1592 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_6} = 40 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{13.42\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.0982 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_7} = 75 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{5.78\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.0438 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

$$\text{ที่ } d_{p_8} = 430 \mu\text{m}; \text{ มีมวลของอนุภาค} = \left(\frac{3.67\%}{100\%}\right)(0.732 \text{ g/L}) = 0.0269 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O}$$

แทนค่ามวลของอนุภาคที่ถูกดักเก็บได้ด้วยเครื่องเก็บอนุภาคจากน้ำทิ้งที่ออกจากระบบ และค่าความเข้มข้นจริงของอนุภาคที่ไหลเข้าระบบ (C_{o_i}) ในแต่ละช่วงขนาดของอนุภาค d_p ใดๆ ดังที่ได้หามาแล้วใน ภาคผนวก ช ลงในสมการที่ (ช-2) จะสามารถหาค่าประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค จากการทดลอง ในแต่ละช่วงขนาดของอนุภาคใดๆ $(\eta)_{exp}$ ได้ดังนี้

$$\text{ที่ } d_{p_1} = 0.5 \mu\text{m}; (\eta_1)_{\text{exp}} = \frac{(0.0741 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0588 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 48.85 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_2} = 3 \mu\text{m}; (\eta_2)_{\text{exp}} = \frac{(0.0406 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0603 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 26.10 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_3} = 7.5 \mu\text{m}; (\eta_3)_{\text{exp}} = \frac{(0.1015 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0914 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 43.05 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_4} = 15 \mu\text{m}; (\eta_4)_{\text{exp}} = \frac{(0.1876 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.1014 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 71.72 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_5} = 25 \mu\text{m}; (\eta_5)_{\text{exp}} = \frac{(0.1592 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0716 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 86.19 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_6} = 40 \mu\text{m}; (\eta_6)_{\text{exp}} = \frac{(0.0982 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0488 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 78.00 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_7} = 75 \mu\text{m}; (\eta_7)_{\text{exp}} = \frac{(0.0438 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0276 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 61.52 \%$$

$$\text{ที่ } d_{p_8} = 430 \mu\text{m}; (\eta_8)_{\text{exp}} = \frac{(0.0269 \text{ g.particle/L.H}_2\text{O})(199.5 \text{ L/90 min}) \times 100 \%}{(0.0121 \text{ g.particle/m}^3\text{gas})(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5400 \text{ s/90 min})} = 86.18 \%$$

หลังจากนั้น แทนค่าเปอร์เซ็นต์ของอนุภาคในแต่ละช่วง d_p (m_i) ดังที่แสดงไว้ใน ตารางที่ จ-1 และประสิทธิภาพย่อยเหล่านี้ ลงในสมการที่ ข-3 จะได้ว่า

$$(\eta_T)_{\text{exp}} = \frac{\sum_{i=1}^8 [m_i (\eta_i)_{\text{exp}}]}{M_T}$$

$$(\eta_T)_{\text{exp}} = 60.47 \%$$

ดังนั้นประสิทธิภาพรวมในการดักเก็บอนุภาคที่หาได้จากการทดลอง $(\eta_T)_{\text{exp}}$ สำหรับการทดลองที่ 1 เท่ากับ 60.47 %

- 2) ประสิทธิภาพรวมในการดักเก็บอนุภาค จากการประมาณค่าโดยสมการของ Johnstone
(estimated result; $(\eta_T)_{esti}$)

จากการทดลองที่ 1 ได้ผลการทดลอง ดังนี้

1. อัตราการไหลของแก๊สเสียที่เข้าระบบ; $Q_{g_{sys}} = 0.0953 \text{ m}^3/\text{s}$
2. อุณหภูมิของแก๊สเสียที่ไหลเข้าระบบ; $T_{g_{sys}} = 156 \text{ }^\circ\text{C}$
3. ความหนืดแก๊สที่เข้าระบบ; $\mu = 2.3432 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$ หรือ $1.574 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.s}$
4. ความหนาแน่นของอนุภาค; $\rho_p = 261 \text{ kg/m}^3$ หรือ 16.2942 lb/ft^3
5. อัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊ส; $R = 3 \text{ gal/1,000ft}^3.\text{gas}$
6. ขนาดของหยดน้ำที่สเปรย์ออกจากหัวฉีด; $d_o = 1,160 \text{ }\mu\text{m}$
7. ขนาดของพื้นที่หน้าตัดของคอคอด = 0.0312 m^2

จากสมการที่ (2.4) จะได้ว่า

$$C = 1 + \frac{(2 \times 10^{-9}) T}{d_p} \quad \text{เมื่อ } d_p \text{ มีหน่วยเป็น ft, } T \text{ เป็นเคลวิน}$$

หรือ

$$C = 1 + \frac{(6.21 \times 10^{-4}) T}{d_p} \quad \text{เมื่อ } d_p \text{ มีหน่วยเป็น } \mu\text{m, } T \text{ เป็นเคลวิน}$$

ดังนั้น

$$C = 1 + \frac{(6.21 \times 10^{-4})(156 + 273.15)}{d_p}$$

$$= 1 + \frac{0.2665}{d_p} \quad \text{เมื่อ } d_p \text{ มีหน่วยเป็น } \mu\text{m} \quad (\text{ซ-6})$$

$$V_G = \frac{Q_{g_{sys}}}{0.0312}$$

$$= 3.0545 \text{ m/s หรือ } 10.0218 \text{ ft/s} \quad (\text{ซ-7})$$

แทนค่า ค่าที่หาได้ทั้งหมดนี้ลงใน สมการที่ (2.3) จะได้

$$\begin{aligned}\psi &= \frac{C \rho_p V_G d_p^2}{18 d_o \mu} \\ &= 0.00163 d_p^2 + (4.3427 \times 10^{-4}) d_p\end{aligned}\quad (\text{ซ-8})$$

แทนค่า $R = 3 \text{ gal}/1,000 \text{ ft}^3 \cdot \text{gas}$ และสมการที่ (ซ-8) ลงในสมการที่ (2.2) ได้ดังนี้

$$(\eta_i)_{\text{esti}} = \left\{ 1 - \exp(-3k \sqrt{0.00163 d_p^2 + (4.3427 \times 10^{-4}) d_p}) \right\} \times 100 \%$$

เมื่อ $k =$ ค่าคงที่ที่ได้จากการทดลอง มีหน่วยเป็น $(\text{gal.H}_2\text{O}/1,000\text{ft}^3 \cdot \text{gas})^{-1}$ (ซ-9)

แทนค่า ขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาด (d_p) ลงในสมการที่ (ซ-9) จะได้ว่า

$$\text{ที่ } d_{p_1} = 0.5 \mu\text{m}; \quad (\eta_1)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-0.0750 k) \quad (\text{ซ-10})$$

$$\text{ที่ } d_{p_2} = 3 \mu\text{m}; \quad (\eta_2)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-0.3791 k) \quad (\text{ซ-11})$$

$$\text{ที่ } d_{p_3} = 7.5 \mu\text{m}; \quad (\eta_3)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-0.9244 k) \quad (\text{ซ-12})$$

$$\text{ที่ } d_{p_4} = 15 \mu\text{m}; \quad (\eta_4)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-1.8328 k) \quad (\text{ซ-13})$$

$$\text{ที่ } d_{p_5} = 25 \mu\text{m}; \quad (\eta_5)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-3.0441 k) \quad (\text{ซ-14})$$

$$\text{ที่ } d_{p_6} = 40 \mu\text{m}; \quad (\eta_6)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-4.8609 k) \quad (\text{ซ-15})$$

$$\text{ที่ } d_{p_7} = 75 \mu\text{m}; \quad (\eta_7)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-9.1001 k) \quad (\text{ซ-16})$$

$$\text{ที่ } d_{p_8} = 430 \mu\text{m}; \quad (\eta_8)_{\text{esti}} = 1 - \exp(-52.0976 k) \quad (\text{ซ-17})$$

จากสมการที่ (ซ-3);
$$(\eta_T)_{esti} = \frac{\sum_{i=1}^8 [m_{I_i} (\eta_i)_{esti}]}{M_I}$$

พิจารณาให้
$$(\eta_T)_{esti} \approx (\eta_T)_{exp} = 0.6047 \text{ หรือ } 60.47 \%$$

จะได้ว่า
$$0.6047 \approx \frac{\sum_{i=1}^8 [m_{I_i} (\eta_i)_{esti}]}{M_I}$$

ดังนั้น k สำหรับการทดลองที่ 1
$$= 0.64 \text{ (gal.H}_2\text{O/ 1,000ft}^3\text{.gas)}^{-1}$$

$$= 640 \text{ ft}^3\text{.gas/gal.H}_2\text{O}$$
 (ซ-18)

แทนค่า ค่าคงที่ที่ได้จากการทดลอง (k) ลงในสมการที่ (ซ-10) ถึง (ซ-17) จะได้ว่า

ที่ $d_{p_1} = 0.5 \mu\text{m}$; $(\eta_1)_{esti} = 4.6866 \%$

ที่ $d_{p_2} = 3 \mu\text{m}$; $(\eta_2)_{esti} = 21.5433 \%$

ที่ $d_{p_3} = 7.5 \mu\text{m}$; $(\eta_3)_{esti} = 44.6568 \%$

ที่ $d_{p_4} = 15 \mu\text{m}$; $(\eta_4)_{esti} = 69.0560 \%$

ที่ $d_{p_5} = 25 \mu\text{m}$; $(\eta_5)_{esti} = 85.7473 \%$

ที่ $d_{p_6} = 40 \mu\text{m}$; $(\eta_6)_{esti} = 95.5442 \%$

ที่ $d_{p_7} = 75 \mu\text{m}$; $(\eta_7)_{esti} = 99.7044 \%$

ที่ $d_{p_8} = 430 \mu\text{m}$; $(\eta_8)_{esti} = 99.9999 \%$

ในการทำงานเดียวกัน จะสามารถคำนวณหาค่าคงที่ของระบบเครื่องเก็บอนุภาค (k) ในแต่ละการทดลอง ได้ดังนี้

ขนาดของหัวฉีดน้ำ	การทดลองที่	ค่าคงที่ของระบบเครื่องเก็บอนุภาค ; k (gal.H ₂ O/1,000 ft ³ .gas) ⁻¹
GG3 ; 1.5 mm	1 และ 4	0.64
	2 และ 5	0.95
	3 และ 6	2.20
GG3.5 ; 1.6 mm	7 และ 10	0.21
	8 และ 11	0.57
	9 และ 12	0.79

ความสัมพันธ์ระหว่าง ขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาด (d_p) กับ ประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สามารถแสดงได้ดังกราฟรูปที่ ช-1 ถึง ช-12 โดยที่จุดของข้อมูลที่ plot ลงในกราฟจะเป็นค่าของประสิทธิภาพย่อยที่ได้จากการทดลอง ณ ขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาด สำหรับเส้นโค้งที่ปรากฏอยู่ในกราฟ จะเป็นเส้นโค้งประสิทธิภาพย่อยที่ได้จากการแทนค่าคงที่ของระบบเครื่องเก็บอนุภาค (k) ลงในสมการของ H.F Johnstone

3) การหาค่าความเข้มข้นเฉลี่ยของอนุภาคในแก๊สร้อนที่ปล่อยสู่บรรยากาศ

การทดลองที่ 1 จะได้ว่า

- 1) ปริมาณของแข็งทั้งหมด (TS) ในน้ำทิ้ง มีค่าเท่ากับ 732 mg/L ที่ปริมาณน้ำทิ้งทั้งหมดในขณะทำการทดลอง 199.5 L/90min
- 2) อัตราการไหลเฉลี่ยของแก๊สเสียที่เข้าระบบ (Q_{gsy}) เท่ากับ 0.0953 m³/s ด้วยความเข้มข้นจริงของอนุภาคที่เข้าระบบ 0.472 g.particle/m³.gas
- 3) อัตราการไหลเฉลี่ยของแก๊สเสียที่ออกจากระบบ (Q_{go}) เท่ากับ 0.0996 m³/s

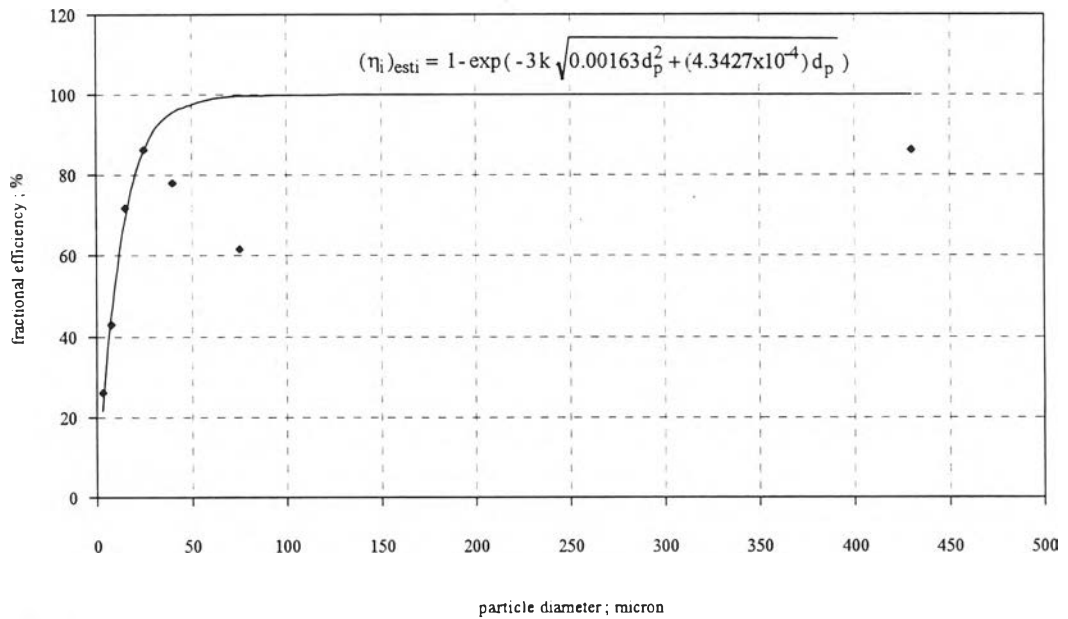
$$\begin{aligned} \text{จะได้ว่า มวลของอนุภาคทั้งหมดที่ดักเก็บได้; } M_c &= (0.732 \text{ g/L})(199.5 \text{ L}/90\text{min}) \\ &= 146.034 \text{ g}/90\text{min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{มวลของอนุภาคทั้งหมดที่ไหลเข้าระบบ; } M_1 &= (0.472 \text{ g/m}^3)(0.0953 \text{ m}^3/\text{s})(5,400 \text{ s/90min}) \\ &= 242.900 \text{ g/90min} \end{aligned}$$

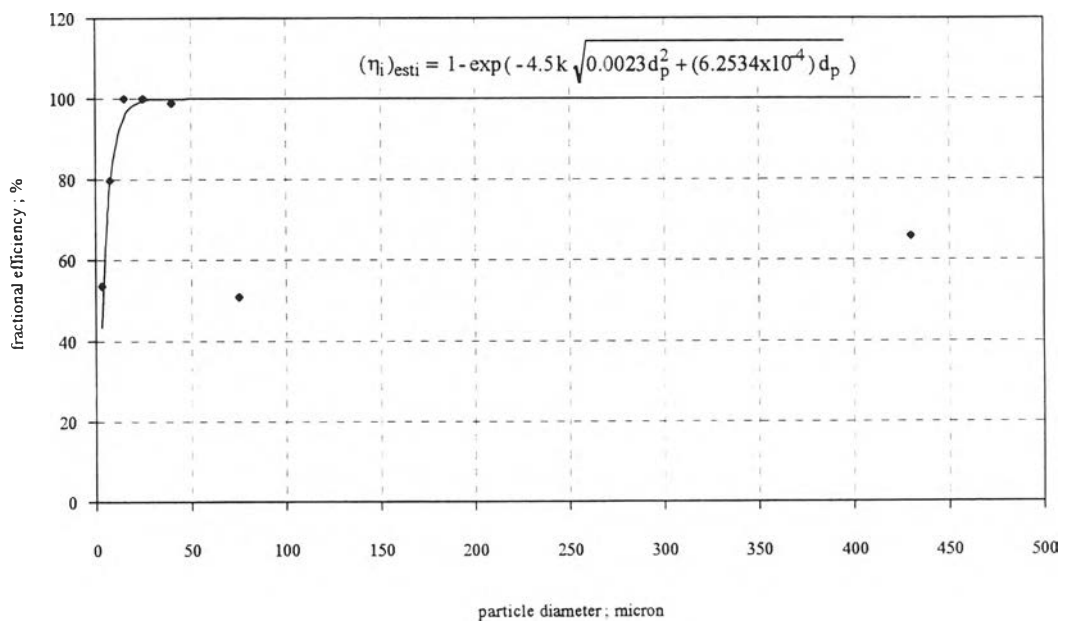
$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น มวลของอนุภาคทั้งหมดที่ออกจากระบบ; } M_0 &= M_1 - M_C \\ &= 242.900 - 146.034 \\ &= 96.866 \text{ g/90min หรือ } 0.018 \text{ g/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{เพราะฉะนั้น ความเข้มข้นของอนุภาคที่ปล่อยสู่บรรยากาศ} &= \frac{0.018 \text{ g/s}}{0.096 \text{ m}^3/\text{s}} \\ &= 0.1801 \text{ g/m}^3 \cdot \text{gas} \\ &= 180 \text{ mg/m}^3 \cdot \text{gas} \\ &= 138 \text{ mg/Nm}^3 \cdot \text{gas} \end{aligned}$$

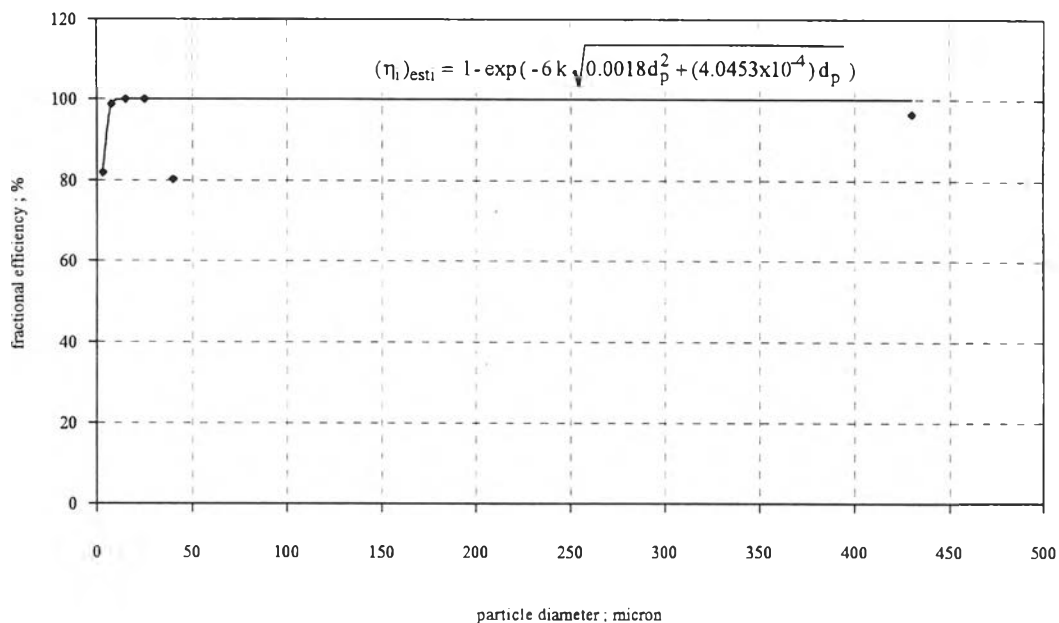
ดังนั้น ค่าความเข้มข้นเฉลี่ยที่ปล่อยสู่บรรยากาศ สำหรับการทดลองที่ 1 มีค่าเท่ากับ $180 \text{ mg/m}^3 \cdot \text{gas}$ หรือ $138 \text{ mg/Nm}^3 \cdot \text{gas}$ ซึ่งมีค่าน้อยกว่าค่ามาตรฐานที่ยอมรับได้ (400 mg/Nm^3) ดังที่ระบุไว้ใน ภาคผนวก ณ ตารางที่ ณ-1



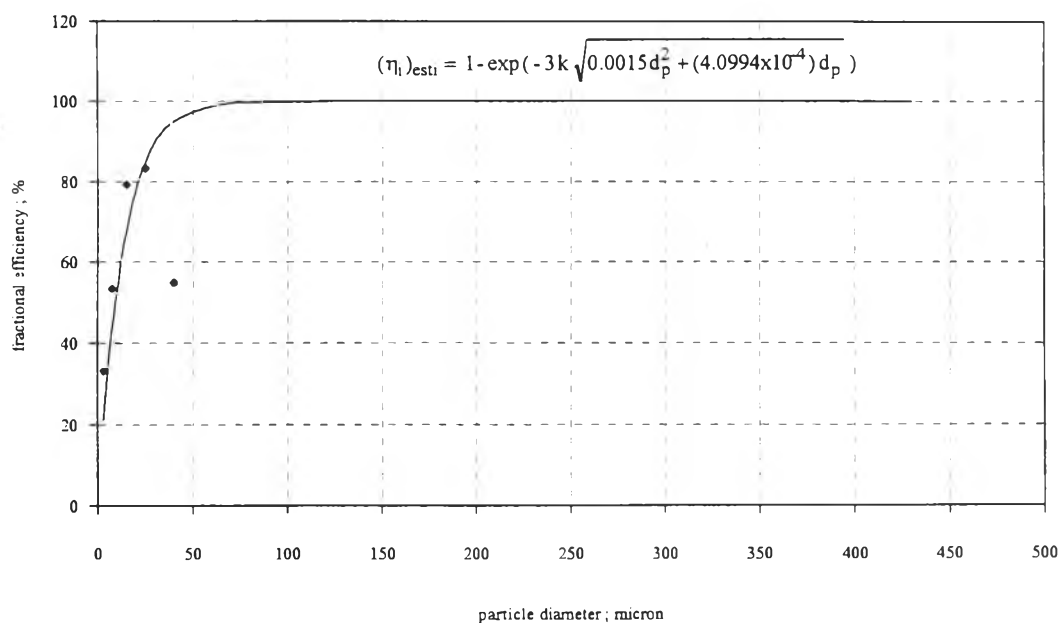
รูปที่ ซ-1 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 1 (160%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.4 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3; 1.5mm)



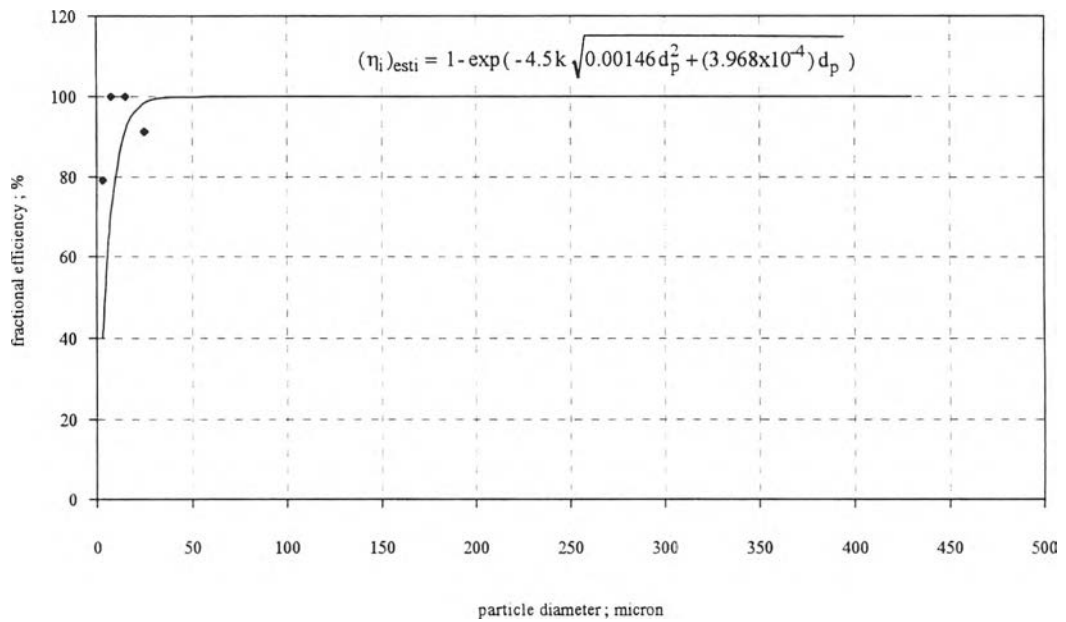
รูปที่ ซ-2 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 2 (160%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.6 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3; 1.5mm)



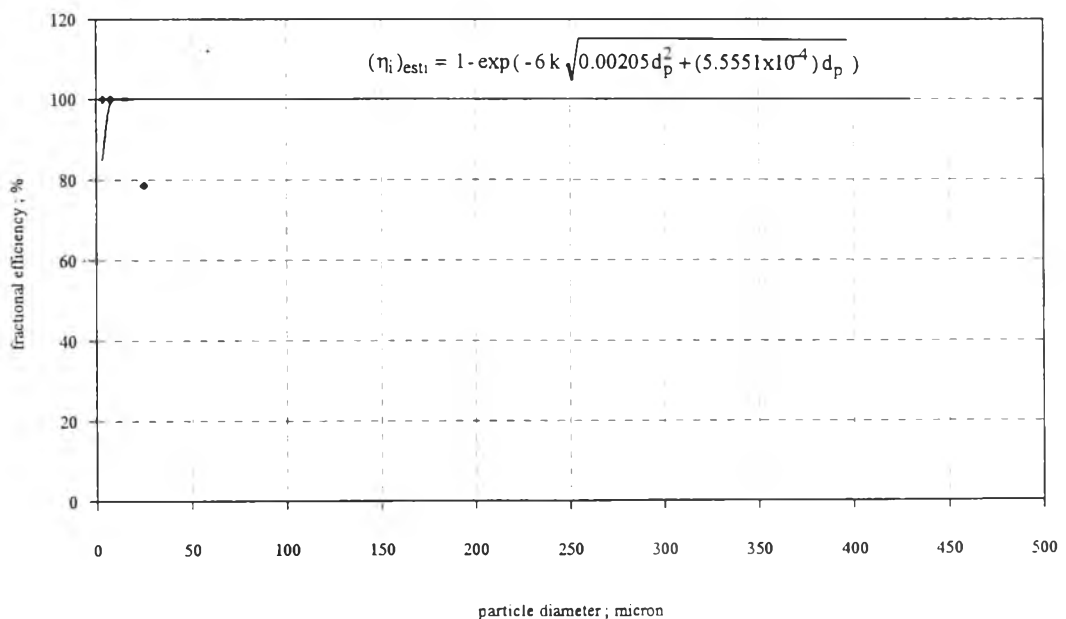
รูปที่ ซ-3 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 3 (160%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.8 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3; 1.5mm)



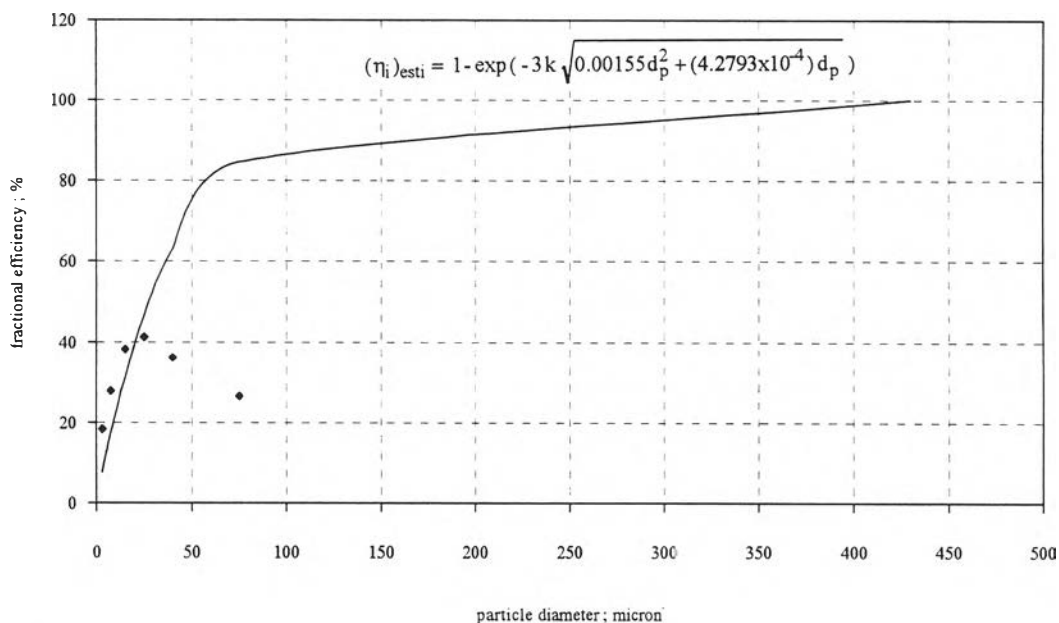
รูปที่ ซ-4 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 4 (180%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.4 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3; 1.5mm)



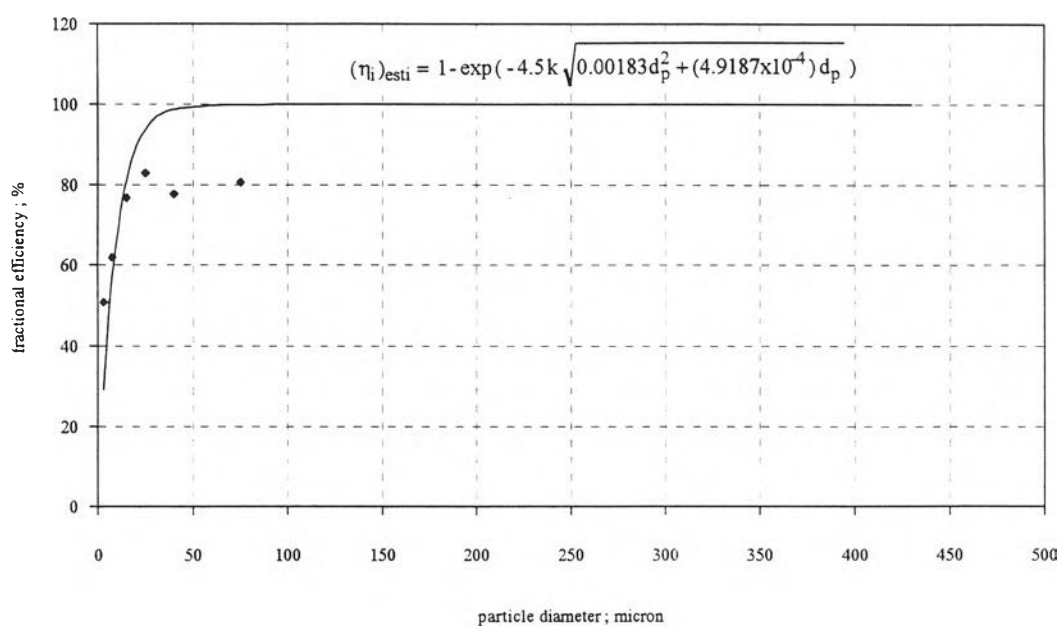
รูปที่ ซ-5 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพข้อย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 5 (180%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.6 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3; 1.5mm)



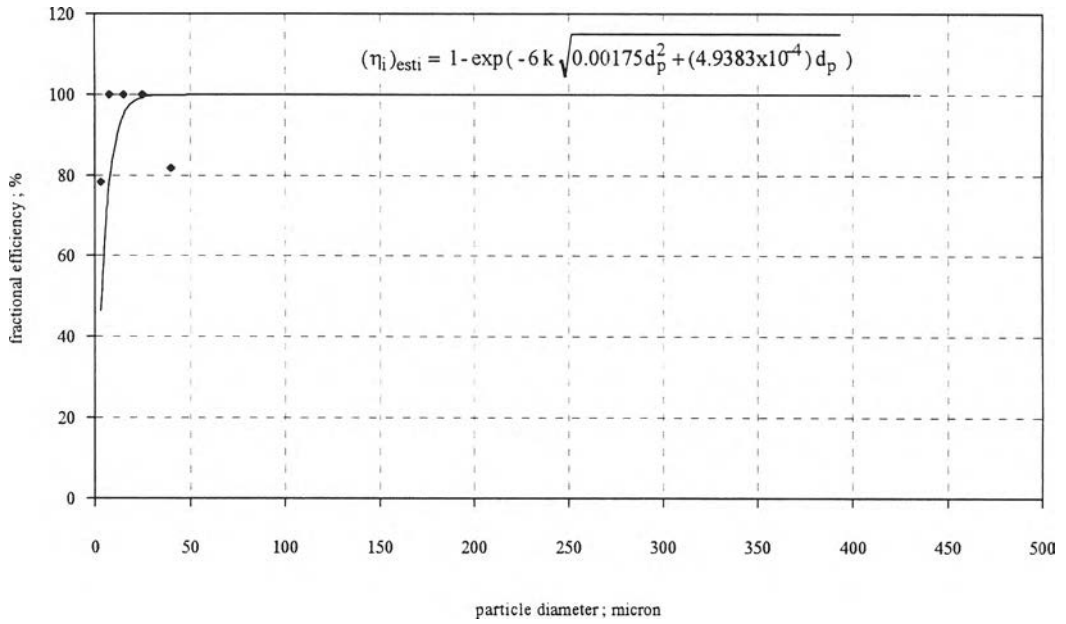
รูปที่ ซ-6 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพข้อย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 6 (180%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.8 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3; 1.5mm)



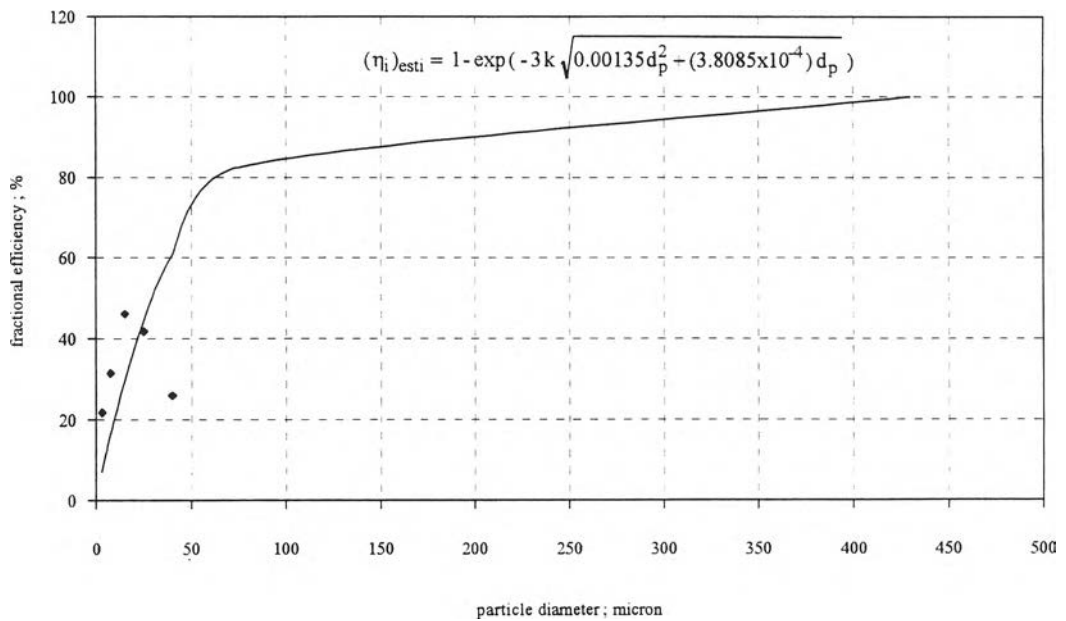
รูปที่ ซ-7 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพข้อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 7 (160%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.4 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3.5;1.6mm)



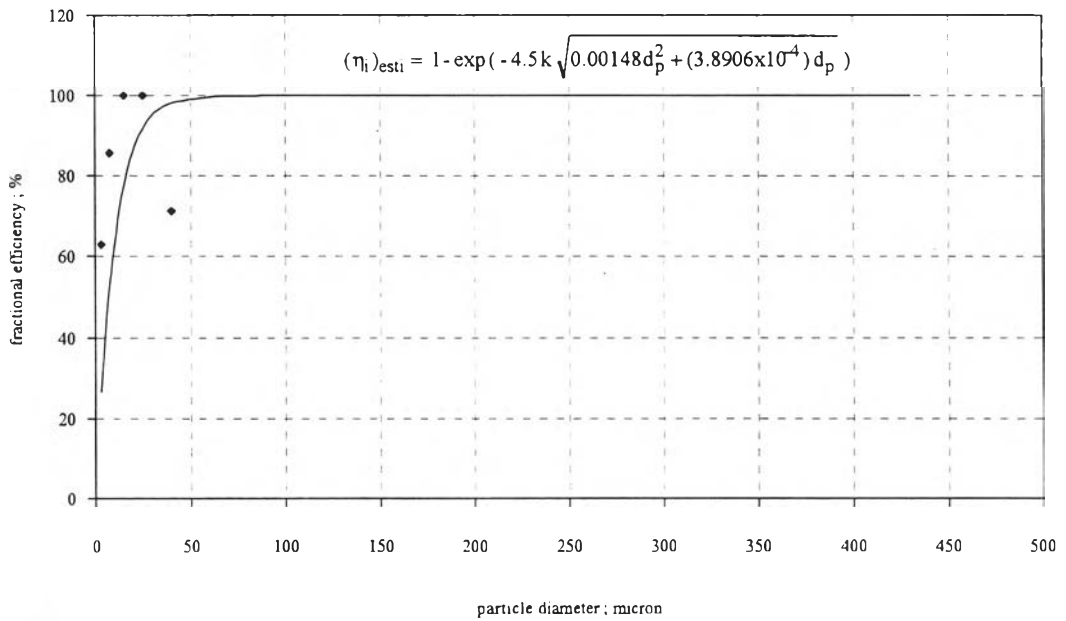
รูปที่ ซ-8 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพข้อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 8 (160%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.6 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3.5;1.6mm)



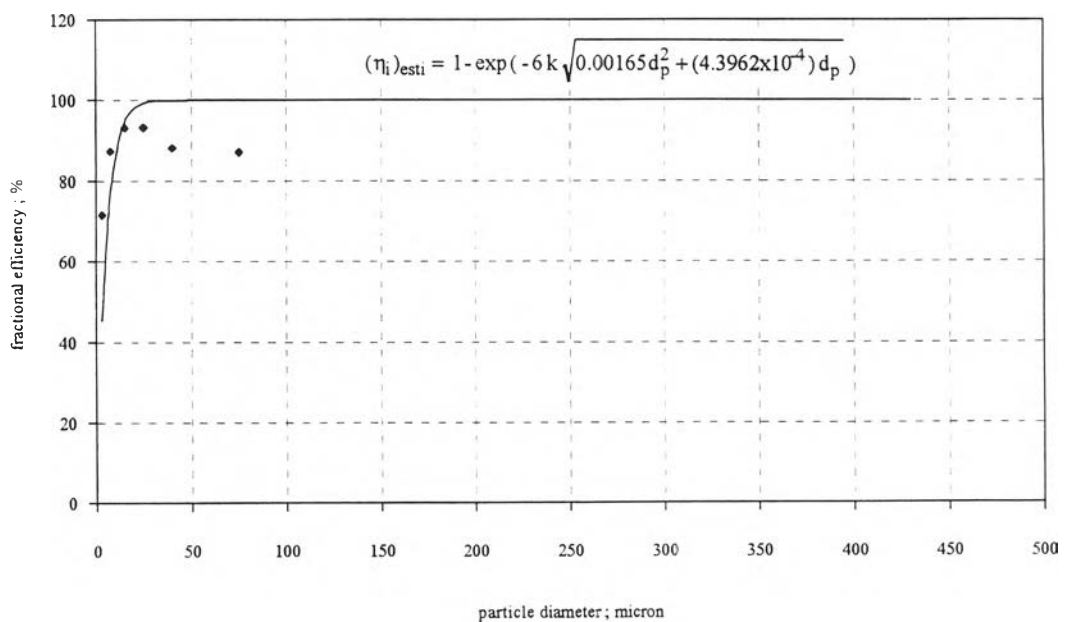
รูปที่ ซ-9 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 9 (160%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.8 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีด GG3.5;1.6mm)



รูปที่ ซ-10 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพย่อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 10 (180%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.4 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีดGG3.5;1.6mm)



รูปที่ ๑-11 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพข้อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 11 (180%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.6 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีดGG3.5;1.6mm)



รูปที่ ๑-12 แสดงกราฟระหว่างขนาดของอนุภาคในแต่ละช่วงขนาดกับประสิทธิภาพข้อยในการดักเก็บอนุภาค สำหรับการทดลองที่ 12 (180%EA, อัตราส่วนของน้ำต่อแก๊ส 0.8 L.H₂O/m³.gas, หัวฉีดGG3.5;1.6mm)

ภาคผนวก ฉ

การคำนวณและออกแบบเตาเผามูลฝอยชนิดสองห้องเผาไหม้

การออกแบบเตาเผามูลฝอยที่ถูกต้องและมีประสิทธิภาพในการเผาไหม้ โดยไม่มีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม จะต้องคำนึงถึงปัจจัยต่อไปนี้

1. คุณสมบัติทางเคมีและกายภาพของมูลฝอยแต่ละชนิด
2. ปริมาณของมูลฝอยที่จะทำการเผา เพื่อจะนำไปกำหนดขนาดของเตาเผา
3. ค่าความร้อนของมูลฝอย (Heating Values)
4. ขอบเขตและสถานที่ตั้งเตาเผามูลฝอย
5. การจัดเตรียมพื้นที่ในการกำจัดเศษจากการเผาไหม้ (residue) อย่างถูกหลักสุขาภิบาล

ในการออกแบบเตาเผามูลฝอยโดยทั่วไปจะต้องออกแบบห้องเผาไหม้ (combustion chamber) ให้เหมาะสมกับกระบวนการเผาไหม้ภายในเตาเผา โดยคำนึงถึงอุณหภูมิของแก๊สร้อนภายในเตา จะต้องอยู่ในช่วง $600-1,000^{\circ}\text{C}$ เพื่อที่จะทำให้การเผาไหม้เป็นไปอย่างสมบูรณ์ เนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิจุดติดไฟ (ignition temperature) ของมูลฝอยแต่ละชนิด ลักษณะของเตาเผาที่ใช้ในงานวิจัยนี้ จะทำการป้อนมูลฝอยทางประตูป้อนมูลฝอยที่อยู่ทางด้านหน้าของเตาเผา ดังรูปที่ 2-1 และ 2-2 ด้วยแรงงานคน หรือที่เรียกว่า “Batch-operation” ตะแกรงรองรับมูลฝอย (grate) จะทำหน้าที่รองรับมูลฝอยภายในห้องเผาไหม้และยังช่วยในการเผาไหม้ โดยจะให้อากาศไหลผ่านขึ้นมาจากใต้ตะแกรง ส่วนขี้เถ้าที่เหลือจากการเผาไหม้ก็จะตกลงสู่ด้านล่างของตะแกรงเพื่อไม่ให้เป็นอุปสรรคหรือปิดบังการเผาไหม้ ขนาดของตะแกรงรองรับมูลฝอยนี้ สามารถจะคำนวณได้จากค่าภาระของตะแกรง (grate loading; LG) สำหรับสมการต่างๆ ที่ใช้ในการคำนวณและออกแบบเตาเผามูลฝอย มีดังต่อไปนี้

ขนาดของห้องเผาไหม้ (V): m^3 หาได้จากสูตร

$$V = \frac{Q_{\text{net}}}{(Q_R)_V} \quad (\text{ฉ-1})$$

เมื่อ $(Q_R)_V$ = อัตราการปลดปล่อยพลังงานความร้อนในเตาเผา มีค่าเท่ากับ $460-920 \text{ MJ}/(\text{m}^3 \text{ h})$ ⁽¹⁹⁾

(Q_{net}) = ปริมาณความร้อนสุทธิที่ใช้ออกแบบสร้างเตาเผามูลฝอย, MJ/h

โดยที่ $Q_{\text{net}} = Q_{\text{total}} - Q_{\text{loss}}$ (ณ-2)

$$Q_{\text{total}} = \dot{m} \text{NHV} + \dot{m}_f \text{NHV}_f \quad (\text{ณ-3})$$

เมื่อ Q_{total} = ปริมาณความร้อนทั้งหมดที่เกิดจากการเผาไหม้, kW

\dot{m} = อัตราการป้อนมูลฝอย, kg/h

\dot{m}_f = อัตราการป้อนเชื้อเพลิงโดยใช้หัวเผา, kg/h

NHV = ค่าความร้อนของมูลฝอย, MJ/kg

NHV_f = ค่าความร้อนของเชื้อเพลิง, MJ/kg

ปริมาณความร้อนที่สูญเสีย (Q_{loss}) ได้แก่

1. ปริมาณความร้อนที่สูญเสียในการระเหยน้ำหรือความชื้นในมูลฝอย ($Q_{\text{H}_2\text{O}}$)

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = w \dot{m} h_{fg 25^\circ\text{C}} \quad (\text{ณ-4})$$

เมื่อ w = มวลของน้ำในมูลฝอย, $\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}/\text{kg}_{\text{refuse}}$

\dot{m} = อัตราการป้อนมูลฝอย, $\text{kg}_{\text{refuse}}/\text{h}$

2. ปริมาณความร้อนที่สูญเสียในการระเหยน้ำ จากการเผาไฮโดรเจน (Q_{H_2})

$$Q_{\text{H}_2} = 9 m_{\text{H}_2} (\dot{m}) h_{fg 25^\circ\text{C}} + 9 m_{\text{H}_f} (\dot{m}_f) h_{fg 25^\circ\text{C}} \quad (\text{ณ-5})$$

เมื่อ m_{H_2} = มวลของไฮโดรเจนในมูลฝอย $\text{kg}_{\text{H}_2} / \text{kg}_{\text{refuse}}$

m_{H_f} = มวลของไฮโดรเจนในเชื้อเพลิง $\text{kg}_{\text{H}_2} / \text{kg}_{\text{fuel}}$

$h_{fg 25^\circ\text{C}}$ = เอนทาลปีของการระเหยน้ำให้เป็นไอที่ 25°C , ความดัน 1 บรรยากาศ

3. ปริมาณความร้อนที่สูญเสียในการแผ่รังสีและอื่นๆ (Q_R) ประมาณ 20% ของความร้อนทั้งหมดที่เกิดจากการเผาไหม้⁽¹⁹⁾

$$Q_R = 0.2 Q_{\text{total}} \quad (\text{ณ-6})$$

ตะแกรงของเตาเผามูลฝอย⁽¹⁹⁾

ภาระของตะแกรง (Grate Loading; LG) = $10 \log(\dot{m})$ (ณ-7)

$$\text{พื้นที่ของตะแกรงเผาผลาญ (A}_G\text{ ; m}^2\text{)} = \frac{\dot{m}}{LG} \quad (\text{ณ-8})$$

ความสูงของห้องเผาไหม้ (H) ; m

$$H = \frac{V}{A_G} \quad (\text{ณ-9})$$

Flame Port Area (A_{FP}) ; m²

$$A_{FP} = \frac{Q_g}{V_{FP}} \quad (\text{ณ-10})$$

เมื่อ V_{FP} = ค่าความเร็วของแก๊สไอเสียที่ใช้ในการออกแบบ Flame Port มีค่าเท่ากับ 17 m/s⁽¹⁹⁾

Q_g = อัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊สไอเสียที่อุณหภูมิ 600°C , m³/s

พื้นที่ของห้องผสมควัน (A_M) ; m²

$$A_M = \frac{Q_g}{V_M} \quad (\text{ณ-11})$$

เมื่อ V_M = ค่าความเร็วของแก๊สไอเสียที่ใช้ในการออกแบบ ห้องผสมควันที่อุณหภูมิ 550°C เท่ากับ

7.5 m/s⁽¹⁹⁾

Curtain Wall Port Area A_{CP} (m²) คำนวณได้จากสมการ

$$A_{CP} = \frac{Q_g}{V_{CP}} \quad (\text{ณ-12})$$

เมื่อ V_{CP} = ค่าความเร็วของแก๊สไอเสียที่ใช้ในการออกแบบ Curtain Wall Port เท่ากับ 6 m/s⁽¹⁹⁾

ขนาดห้องเผาไหม้ที่สอง (A₂) ; m²

$$A_2 = \frac{Q_g}{V_2} \quad (\text{ณ-13})$$

เมื่อ V_2 = ค่าความเร็วของแก๊สไอเสียที่ใช้ในการออกแบบห้องเผาไหม้ที่สองที่อุณหภูมิ 500°C

เท่ากับ 2 m/s⁽¹⁹⁾

ปล่องไอเสีย (Stack) ทำหน้าที่นำแก๊สไอเสียและอนุภาคออกจากเตาเผาสู่บรรยากาศ⁽¹⁹⁾

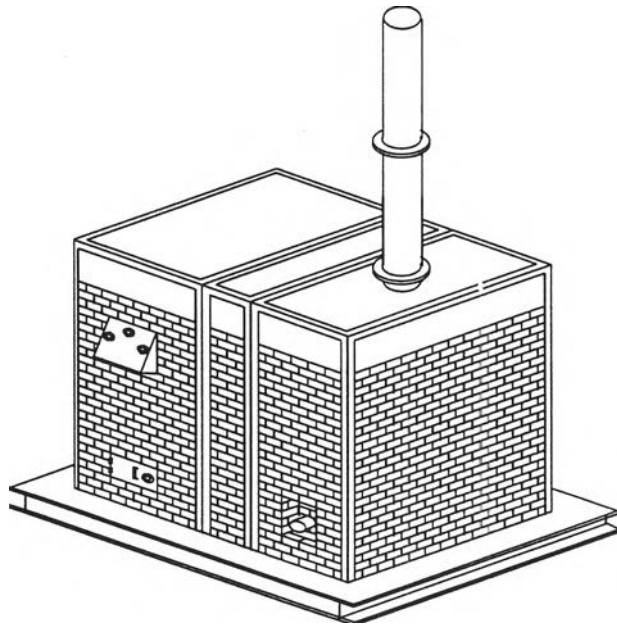
$$h = \frac{T_a T_g \rho_w D_t}{464.5 P_b (T_g - T_a)} \quad (\text{ณ-14})$$

- เมื่อ T_a = อุณหภูมิอากาศ ภายนอกเตา, K
 T_g = อุณหภูมิแก๊สไอเสียก่อนออกจากปล่อง, K
 ρ_w = ความหนาแน่นของน้ำ, kg/m³
 D_t = กระแสลมแรงตามธรรมชาติ 3-6 mm.H₂O
 P_b = ความดันบรรยากาศ = 760 mm.H₂O

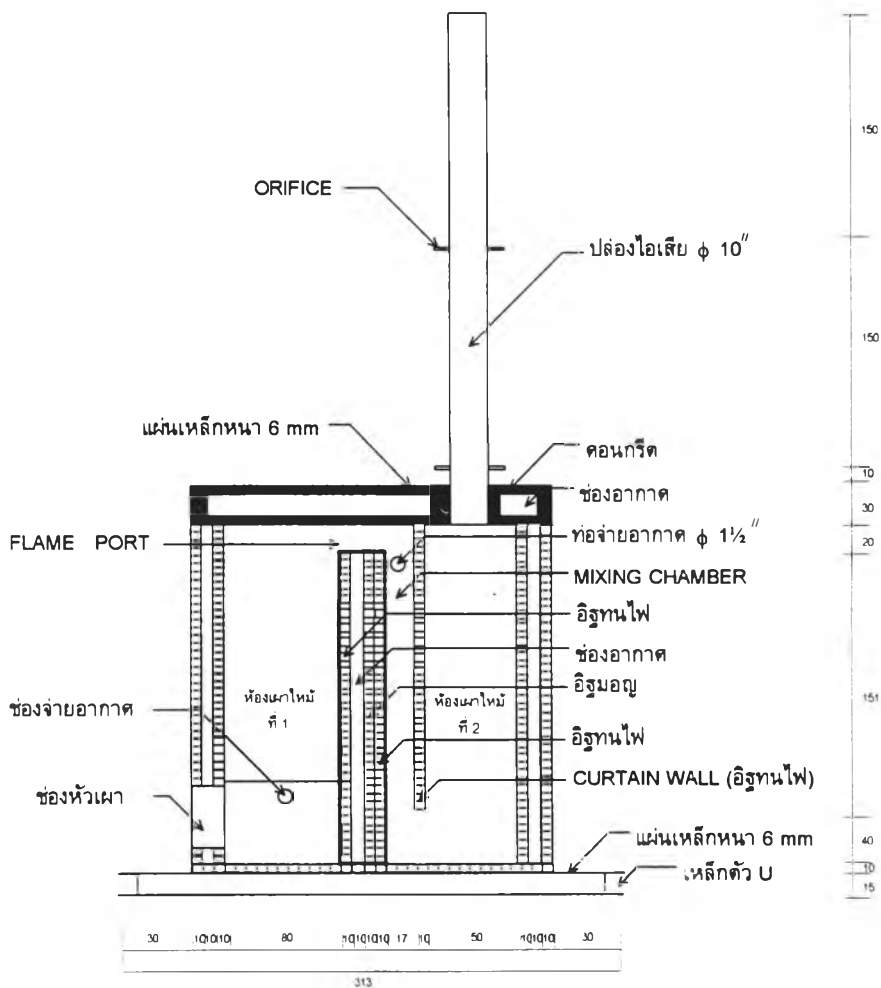
พื้นที่หน้าตัดของปล่องไอเสีย (A_g); m²

$$A_g = \frac{Q}{V_g} \quad (\text{ณ-15})$$

- เมื่อ V_g = ความเร็วของแก๊สไอเสียที่ใช้ในการออกแบบปล่องไอเสียมีค่า 10 m/s⁽¹⁹⁾



รูปที่ ณ-1 แสดงเตาเผาชนิดสองห้องเผาไหม้ที่ใช้ในงานวิจัยนี้

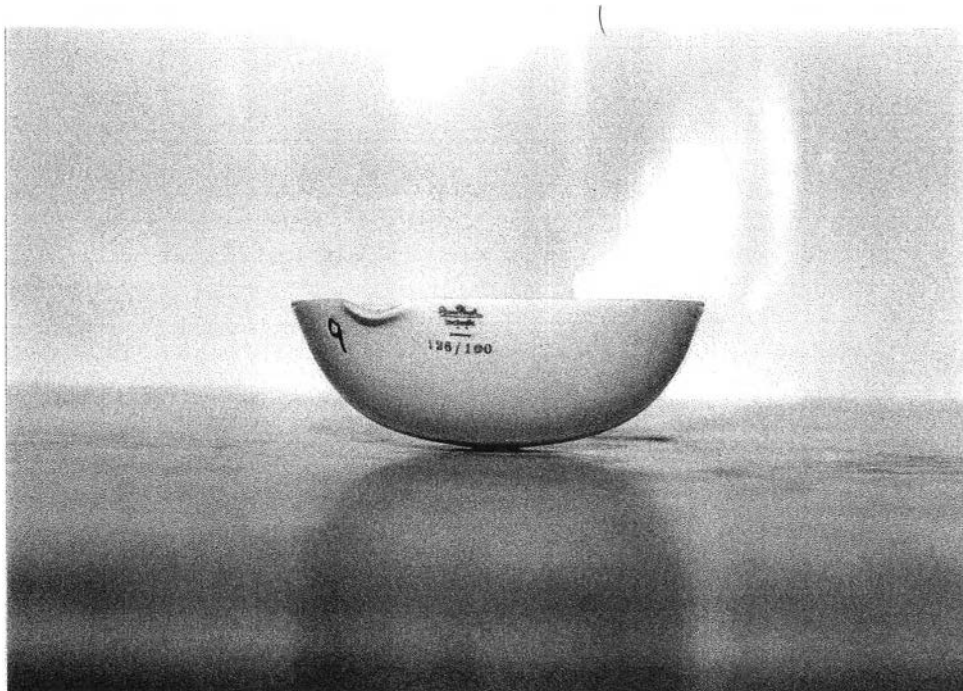


รูปที่ ๓-2 แสดงภาพด้านหน้าและขนาดของเตาเผาชนิดสองห้องเผาไหม้

ภาคผนวก ญ

เครื่องมือและอุปกรณ์ต่างๆที่ใช้ในการวิเคราะห์หาปริมาณของแข็งในน้ำทิ้ง

ในงานวิจัยนี้จะทำการเก็บตัวอย่างน้ำทิ้ง หลังผ่านการใช้งานในระบบมาแล้ว มาทำการวิเคราะห์หาปริมาณของแข็งทั้งหมด (Total Solids; TS) ในน้ำทิ้ง ด้วยวิธีการที่ได้กล่าวมาแล้ว ในหัวข้อที่ 4.1.5 เพื่อที่จะได้ทราบค่าปริมาณของอนุภาคทั้งหมดที่ถูกดักเก็บได้ด้วยระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูลรี โดยเครื่องมือและอุปกรณ์ที่ใช้ทำการวิเคราะห์นี้ ประกอบด้วย จานระเหย (evaporator), เครื่องอังน้ำ (water bath), เตาอบแห้ง (oven), โถทำแห้ง (desiccator), เครื่องชั่งละเอียด ซึ่งแสดงในรูปที่ ญ-1 ถึง ญ-5



รูปที่ ญ-1 แสดงจานระเหย



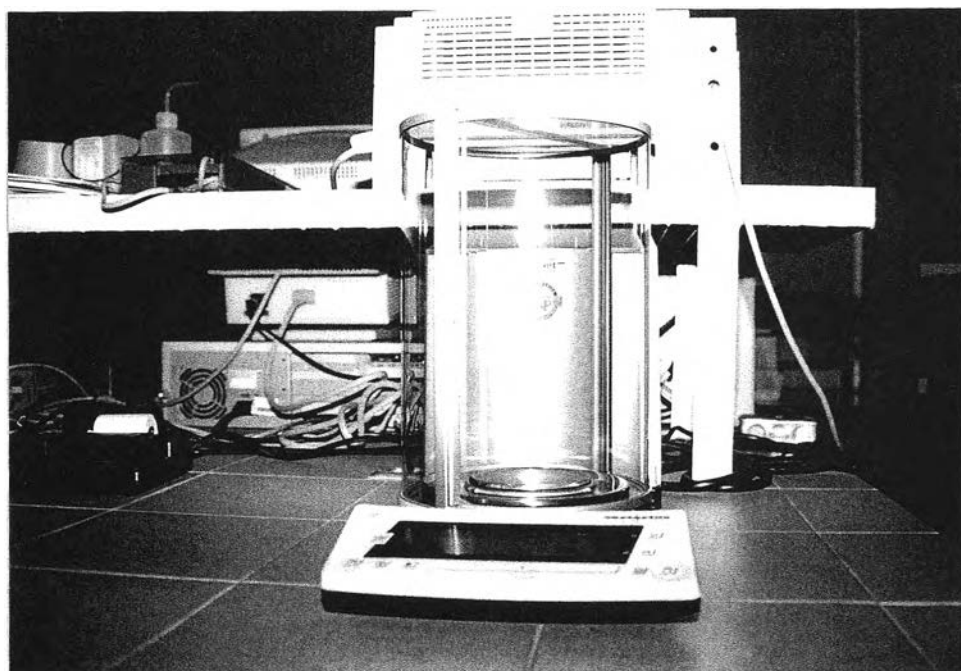
รูปที่ ๓-๒ แสดงเครื่องอังน้ำ



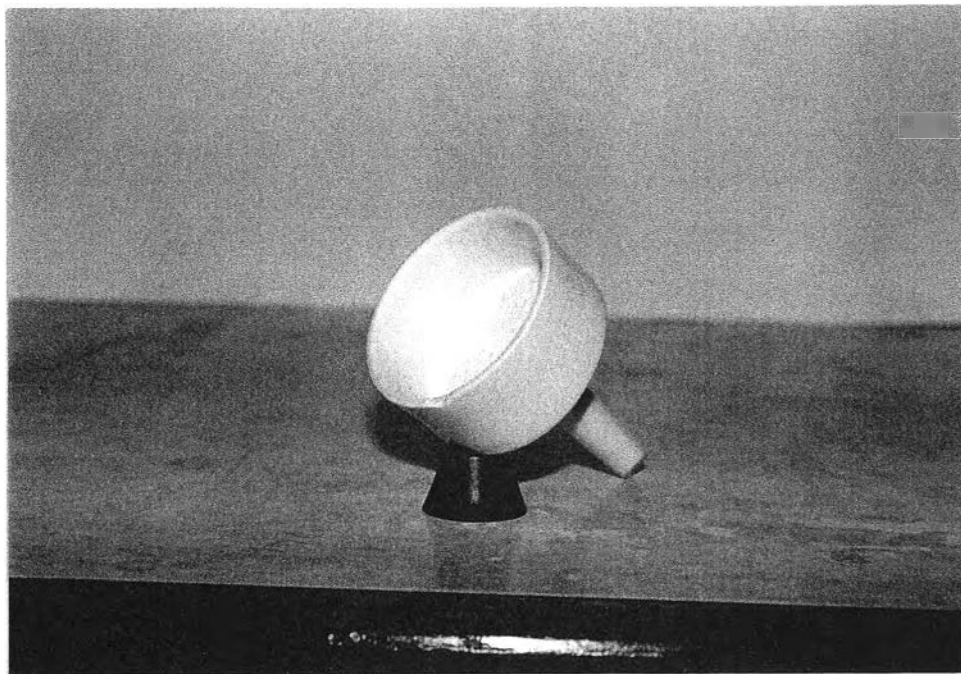
รูปที่ ๓-๓ แสดงเตาอบแห้ง



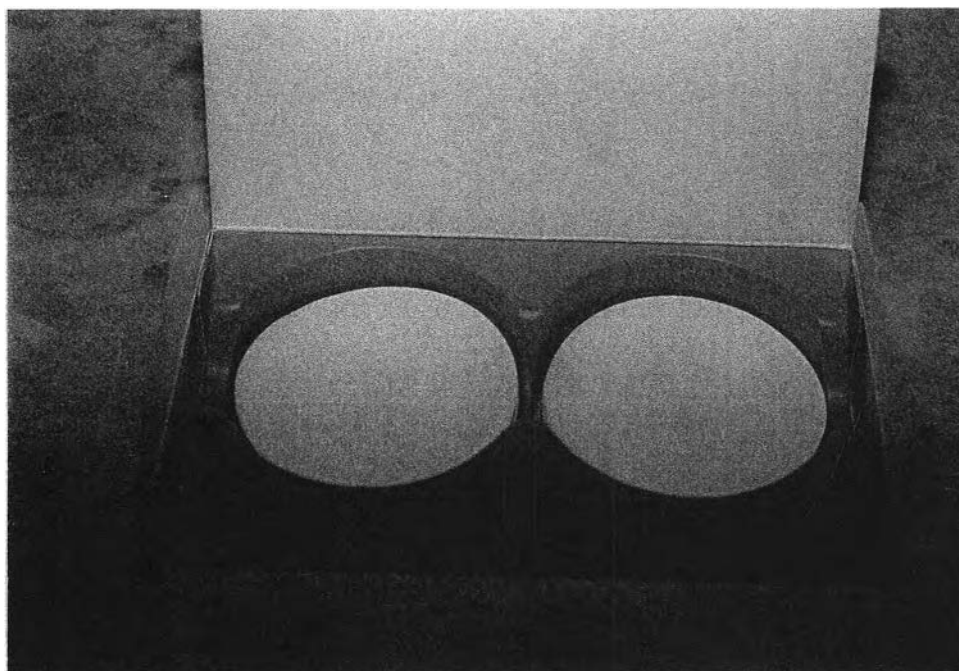
รูปที่ ๓-๔ แสดงโถทำแห้ง



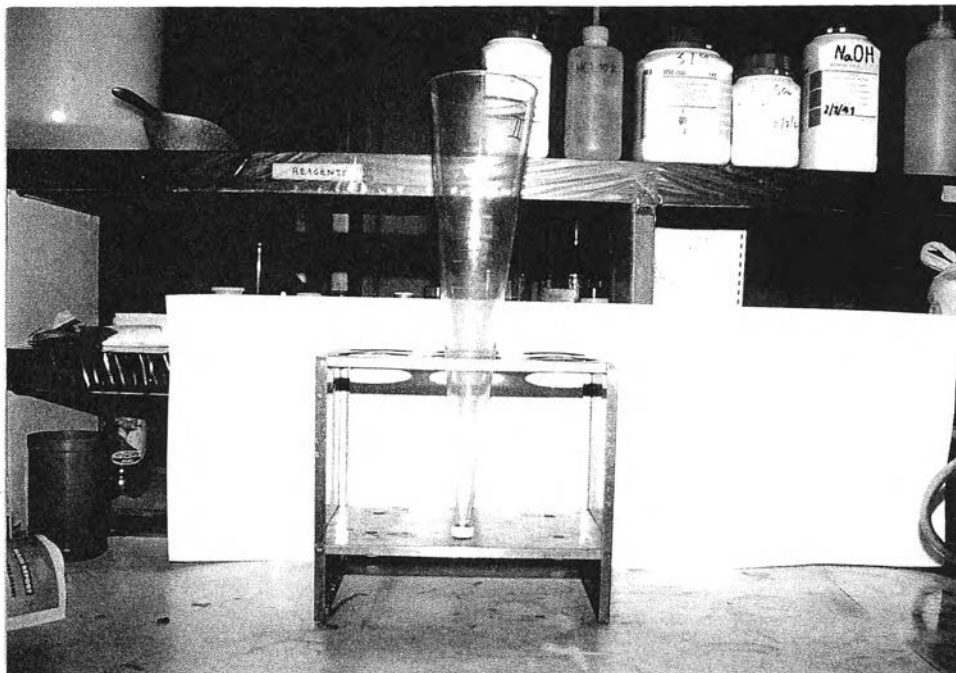
รูปที่ ๓-๕ แสดงเครื่องซังทะเยียด



รูปที่ ๖-6 แสดงกรวยดูดเนอร์



รูปที่ ๖-7 แสดงกระดาษกรองใยแก้ว (Whatman GF/C)

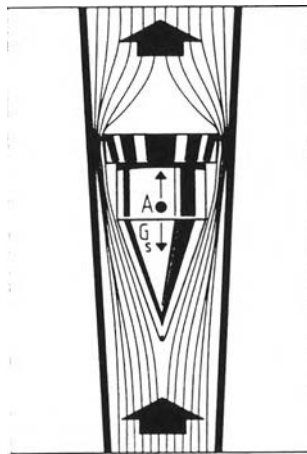
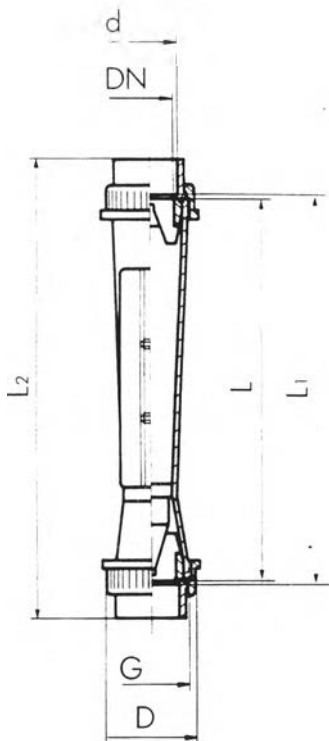


รูปที่ ๘-๘ แสดงกรวยอิมhoff

ภาคผนวก ก

รายละเอียดของโรตاميเตอร์สำหรับวัดอัตราการไหลของน้ำ

โรตاميเตอร์ (rotameter or variable area flow meter) สำหรับใช้ในงานวิจัยนี้เป็นของบริษัท GEORGE FISCHER ชนิด short version รุ่น 72/720 ซึ่งมีค่าความดันสูญเสีย 46 mm.H₂O โดยมีข้อมูลทางเทคนิค ดังนี้



Mode of operation

If a medium is flowing upwards at a sufficient rate of flow through the vertically mounted taper tube, the float is raised to the point at which a state of equilibrium sets in between the lifting force of the medium and the weight of the float. Since the mean rate of flow is proportional to the quantity flowing through per unit of time, this state of equilibrium corresponds to the measurement of the instantaneous flow rate.

Short version

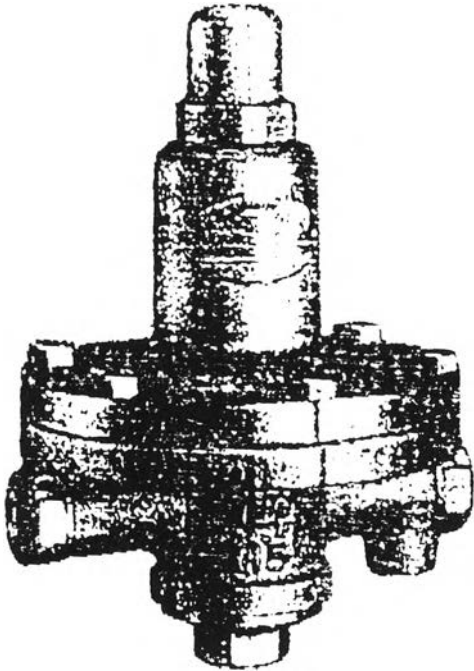
Type	d	DN	L	L ₁	L ₂	D	G
SK 50/500	16	10	165	171	199	35	Rp 3/4"
SK 51/510	16	10	165	171	199	35	Rp 3/4"
SK 52/520	16	10	165	171	199	35	Rp 3/4"
SK 60/600	20	15	185	191	223	43	Rp 1"
SK 61/610	20	15	185	191	223	43	Rp 1"
SK 62/620	20	15	185	191	223	43	Rp 1"
SK 70/700	32	25	200	206	250	60	Rp 1 1/2"
SK 71/710	32	25	200	206	250	60	Rp 1 1/2"
SK 72/720	32	25	200	206	250	60	Rp 1 1/2"
SK 73/730	32	25	200	206	250	60	Rp 1 1/2"

Pressure loss

Type	Loss (mm Wp)
SK 60/600	83
SK 61/610	83
SK 62/620	83
SK 70/700	46
SK 71/710	46
SK 72/720	46
SK 73/730	46

ภาคผนวก ก

รายละเอียดของวาล์วลดความดันในระบบควบคุมความดันและอัตราการไหล



Pressure reducing valve technical data :

Spect Type : GD 6

Application	Water, oil, air
Inlet pressure	10 kgf/cm ² G or less
Reduced pressure	1 – 4 kgf/cm ² G
Min. diff. Pressure	0.5 kgf/cm ² G
Temperature	5 – 80 °C
Body material	Cast Iron
Valve and valve seat	NBR & Bronze
Diaphragm	Stainless steel
Connection	3/8 NPT screwed
Valve coefficient	0.35

ภาคผนวก จู

รายละเอียดของวาล์วรูเข็มในระบบควบคุมความดันและอัตราการไหล

FLOW COEFFICIENT (C_v) @ TURNS OPEN

"O" & "1" Series ■ Regulating Stem ■ Vee or Kel-F Stem

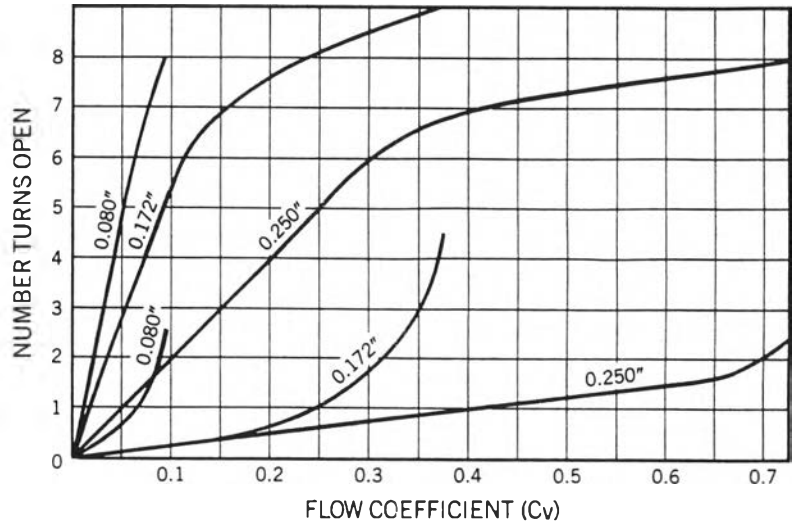
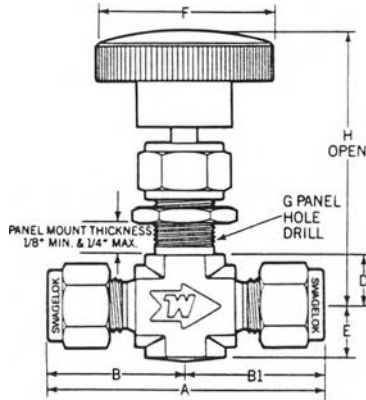


TABLE OF DIMENSIONS

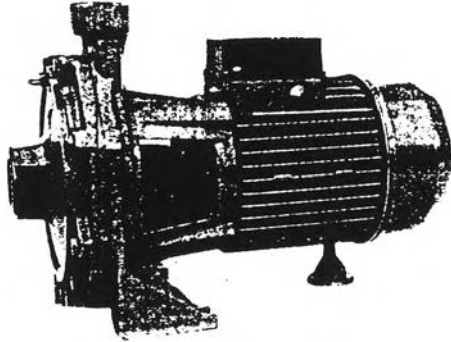
BASIC ORDERING NUMBER	ORIFICE		C _v	CONNECTION SIZE		DIMENSIONS (inches)									
	in.	mm		INLET	OUTLET	A	B	B1	B2	C	D	E	F	G	H OPEN
-ORF2	0.080	2.0	0.09	1/8 Female NPT		1.88	.94	.94	.54	1.25	44	.31	1.00	.47	2.29
-ORM2				1/8 Male NPT		1.50	.75	.75	1.06						
-ORM2-S2				1/8 Male NPT	1/8 SWAGELOK	1.72	.97	.75	1.28						
-ORS2				1/8 SWAGELOK		1.94	.97	.97	1.28						
-ORS3MM				3mm SWAGELOK		1.94	.97	.97	1.28						
-1RF2	0.172	4.4	0.37	1/8 Female NPT		1.62	.81	.81	.81	1.19	44	.38	1.38	.53	2.34
-1RM2				1/8 Male NPT		1.96	.98	.98	1.36						
-1RM4				1/4 Male NPT		2.11	1.13	1.13	1.51						
-1RM4-S4				1/4 Male NPT	1/4 SWAGELOK	2.26	1.13	1.13	1.51						
-1RS6MM				6mm SWAGELOK		2.26	1.13	1.13	1.51						
-1RS4				1/4 SWAGELOK		2.34	1.17	1.17	1.55						
-1RS8MM	8mm SWAGELOK		2.34	1.17	1.17	1.55									
-1RF4	0.250	6.4	0.73	1/4 Female NPT		2.12	1.06	1.06	1.06	1.56	50	.50	1.88	.78	2.81
-1RF4RT [±]				1/4 ISO Female Tapered		2.12	1.06	1.06	1.06	1.56					
-1RM4-F4				1/4 Male NPT	1/4 Female NPT	2.19	1.13	1.13	1.63						
-1RM4-S6				1/4 Male NPT	3/8 SWAGELOK	2.42	1.29	1.13	1.63						
-1RM6				3/8 Male NPT		2.26	1.13	1.13	1.63						
-1RM6-S6				3/8 Male NPT	3/8 SWAGELOK	2.42	1.29	1.29	1.79						
-1RM6-S8				3/8 Male NPT	1/2 SWAGELOK	2.53	1.40	1.13	1.90						
-1RS10MM				10mm SWAGELOK		2.60	1.30	1.30	1.80						
-1RS6				3/8 SWAGELOK		2.58	1.29	1.29	1.79						
-1RS12MM				12mm SWAGELOK		2.80	1.40	1.40	1.90						
-1RS8				1/2 SWAGELOK		2.80	1.40	1.40	1.90						
-18RF6				0.375	9.5	1.80	3/8 Female NPT		3.00	1.50					
-18RF6RT [±]	3/8 ISO Female Tapered														
-18RF8	1/2 Female NPT														
-18RF8RT [±]	1/2 ISO Female Tapered														
-18RM8	1/2 Male NPT														
-18RM8-F8	1/2 Male NPT	1/2 Female NPT													
-18RS8	1/2 SWAGELOK														
-18RS12	3/4 SWAGELOK														

© Valves with RT ends conform to ISO 7/1. The following are various descriptions of the 7/1 thread: DIN-2999, BS 21, and JIS B0203. Consult your Authorized SWAGELOK Sales & Service Representative for further information.

Dimensions shown with SWAGELOK nuts finger-tight, where applicable. All dimensions are for reference only, subject to change.

ภาคผนวก ๓

รายละเอียดของปั๊มน้ำชนิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง



Centrifugal electric pumps, with two impellers.

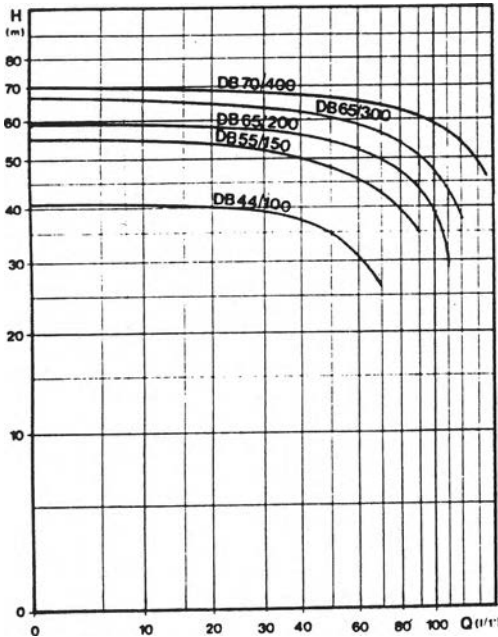
Monobloc type, suitable for civil and industrial services, for handling clean water or chemically and mechanically non-aggressive liquids.

Pump body and motor bracket in cast iron - shaft in stainless steel - impellers in noryl for type DB 44 - impellers in stamped brass for types DB 55-65-70 - mechanical seal.

Closed and autoventilated motor - Protection IP 44.

Single-phase feeding 220 V-50 Hz with incorporated motor protector, capacitor permanently connected.

Three-phase feeding 220/380 V-50 Hz, protection to user's care.



Dati caratteristici / Performances / Données caractéristiques: 2850 giri/min. $\gamma = 1$

Tipo/Type	kW	CV	Portata/Capacity/Débit												Amp.		Peso Weight Poids kg
			0	1,2	2,4	3,6	4,8	6	7,2	8,4	9,6	10,8	1 x 220	3 x 380			
DB 44/100	0,75	1	41	40	38	31	20							5,5	2,5	15	
DB 55/150	1,1	1,5	55	53	50	46	39	31						8,8	3,4	24	
DB 65/200	1,6	2,2	60	58	56	52	47	39	28						4,2	23	
DB 65/300	2,2	3	67	64	62	59	54	46	37						5,3	23	
DB 70/400	3	4	70	68,5	67,5	66	63	59	57	54	51	47			8,0	41	

Note

- Prevalenza manometrica totale in m. Caratteristiche di funzionamento per servizio continuo, con altezza di aspirazione fino a 7 m.

Per aspirazione oltre 4 m, installare un tubo aspirante con diametro interno maggiore del diametro della bocca aspirante.

Tipo DB 44: pressione max.: 6 Atm - temp. acqua max. 50°C.

Tipi DB 55-65-70: pressione max.: 10 Atm - temp. acqua max. 90°C.

Notes

- Total head in metres.

Performances specified refer to continuous operation, with a manometric suction head up to 7 m.

For suction over 4 m à suction pipe with internal diameter larger than the suction nozzle is to be installed.

Type DB44: Max pressure: 6 Atm - water temp.: max. 50°C.

Types DB55-65-70: Max pressure: 10 Atm - water temp.: max. 90°C.

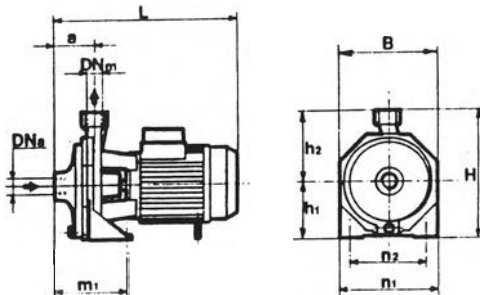
Notes

- Hauteur manométrique totale en m. Données pour un fonctionnement continu, à une hauteur d'aspiration manométrique jusqu'à 7 m.

Pour aspiration au dessus de 4 m, installer un tuyau d'aspiration avec diamètre interne supérieur au diamètre de l'orifice d'aspiration.

Type DB44: pression max.: 6 bars - temp. eau max.: 50°C.

Types DB 55-65-70: pression max.: 10 bars - temp. eau max.: 90°C.



Dimensioni d'ingombro / Overall dimensions / Encombrement (mm)

Tipo/Type	DNa	DNm	a	h1	h2	m1	n1	n2	L	B	H
DB 44/100	G 1"		78	98	130	122	180	140	325	180	228
DB 55/150		G 1"									
DB 65/200	G 1 1/4"		83	115	150	141	210	170	385	210	265
DB 65/300											
DB 70/400	G 1 1/2"	G 1 1/4"	95	135	170	145	266	215	463	266	305

ภาคผนวก ฅ

รายละเอียดของแผ่นกรองที่ใช้ดักเก็บตัวอย่างอนุภาค

**The P15 series:
the ultra-durable filter mats
in filter classes EU 2 to EU 4 (G2 to G4)**



Coarse filtration

P 15/150 S	
EU 2 DIN 24 185	G 2 EN 779
P 15/350 S	
EU 3 DIN 24 185	G 3 EN 779
P 15/500 S	
EU 4 DIN 24 185	G 4 EN 779

The filters

The P15 series comprises the following familiar and yet continually enhanced Viledon filter mats

- ▶ P15/150 S
- ▶ P15/350 S
- ▶ P15/500 S

All the types in this series are tough, high performance products, suitable for filtration in all kinds of ventilation systems. P15/500 S is also used for high quality prefiltration of intake air in paint spray booths

The media and their characteristic features

- ▶ The mats are made of high performance nonwovens produced in-house from thermally bonded polypropylene fibers
- ▶ P15/350 S and P15/500 S are **progressive in structure**, with layers of differing fiber diameters being arranged behind each other so as to ensure that the density of the fiber layers increases towards the clean air side. This optimizes the defined filter performance and the dust holding capacity, resulting in **longer useful lifetime for the filter concerned**
- ▶ **Fire behavior:** Besides meeting the stringent requirements of Fire Class F1 to DIN 53 438, Viledon filter media are **self extinguishing**.
- ▶ **Certified quality:** P15 filter mats have been impartially **type-tested** against DIN 24 185. This offers all users the reassuring certainty that all filter products will be supplied in consistently high standardized quality, documented by marking the filter mat with manufacturer's name, type designation, filter class, DIN mark of conformity, and model number

	P 15/150 S	P 15/350 S	P15/500 S	
▶ Weight, approx.	g/m	100	200	350
▶ Thickness, approx.	mm	10	16	20
▶ Thermal stability	°C	up to 100	up to 100	up to 100
▶ Moisture resistance, rel. humidity	%	up to 100	up to 100	up to 100
▶ Supplied as rolls, user's width/length	mm/m	2000/40	2000/30	2000/20
▶ Supplied as cut pieces	mm	Pieces cut to customer's specification		
▶ Arrestance	A ₀	67	85	94
▶ Efficiency	E ₁ %	< 20	< 20	< 20
▶ Nominal media velocity	m/s	2	1.5	1
▶ Initial pressure loss	Pa	20	25	30
▶ Recommended final pressure loss	Pa	125	200	250
▶ Dust holding capacity	g/m ²	380	600	600

ภาคผนวก ฉ

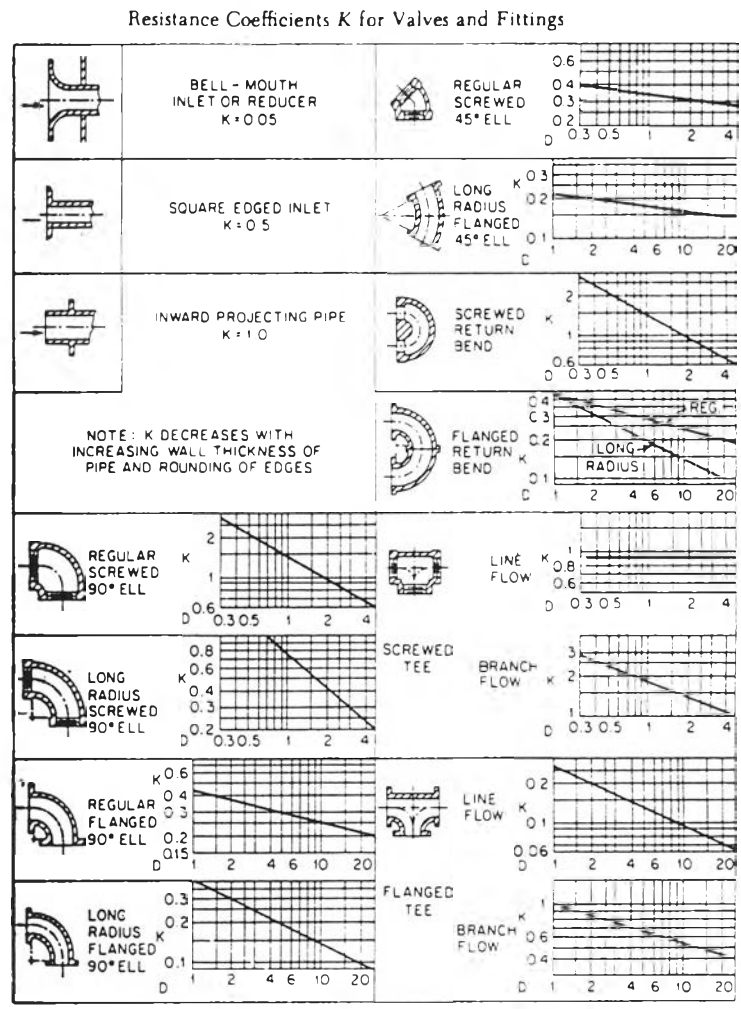
ตารางประกอบการออกแบบและการคำนวณระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรี

ตารางที่ ฉ-1 แสดงพิสัยมาตรฐานคุณภาพอากาศที่ออกจากแหล่งกำเนิด (Emission Standard)

Emission Standard : Industrial Emission Standards

No	Substances	Sources	Standard Values
1	Particulate	Bolier - Heavy oil as fuel - Coal as fuel - Other fuel - Steel/ Aluminnium Manufacturing - Other source	300 mg/Nm ³ 400 mg/Nm ³ 400 mg/Nm ³ 300 mg/Nm ³ 400 mg/Nm ³
2	Antimony	Any source	20 mg/Nm ³
3	Arsenic	Any source	20 mg/Nm ³
4	Copper	Furnace or smelter	30 mg/Nm ³
5	Lead	Any source	30 mg/Nm ³
6	Chlorine	Any source	30 mg/Nm ³
7	Hydrogen chloride	Any source	200 mg/Nm ³
8	Mercury	Any source	3 mg/Nm ³
9	Carbon monoxide	Any source	1,000 mg/Nm ³ or 870 ppm
10	Sulfuric acid	Any source	300 mg/Nm ³ or 25 ppm
11	Hydrogen sulphide	Any source	140 mg/Nm ³ or 100 ppm
12	Sulfer dioxide	H ₂ SO ₄ Production	1,300 mg/Nm ³ or 500 ppm
13	Oxides of Nitrogen (as Nitrogen dioxide)	Boiler - Coal as fuel - Other fuel	940 mg/Nm ³ or 500 ppm 470 mg/Nm ³ or 250 ppm
14	Xylene	Any source	870 mg/Nm ³ or 200 ppm
15	Cresol	Any source	22 mg/Nm ³ or 5 ppm
16	Sulfur dioxide	Heavy oil as fuel	1,250 ppm

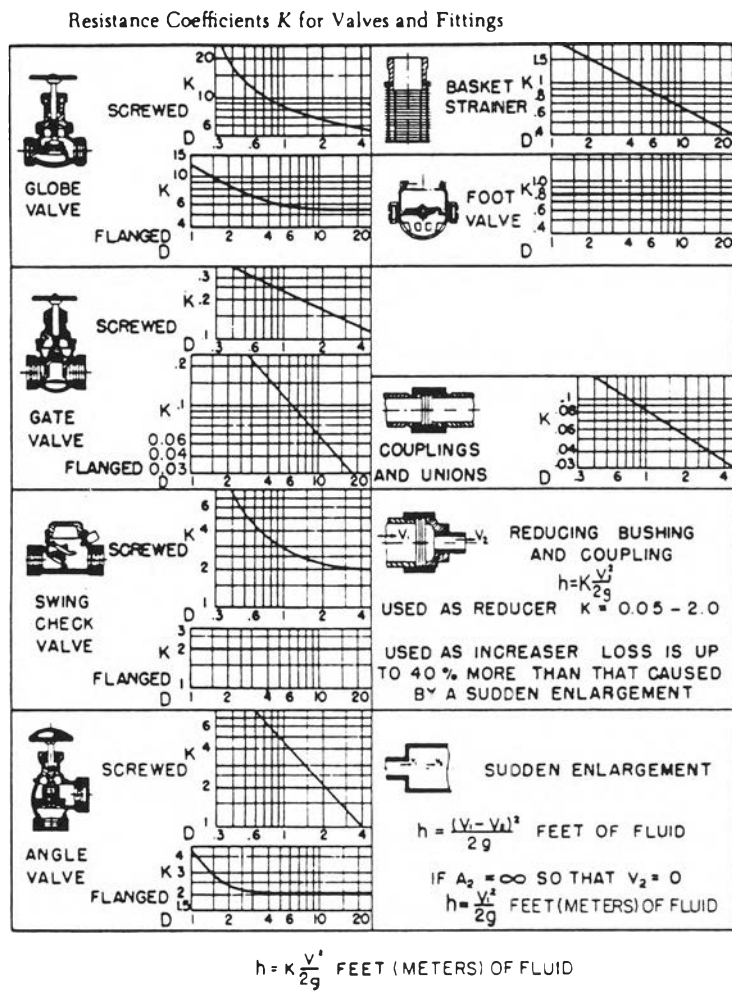
ตารางที่ ฅ-2 แสดงค่าคงที่ของวาล์วและอุปกรณ์ต่างๆ สำหรับการคำนวณหาความดันสูญเสียในระบบท่อน้ำ⁽²¹⁾



$$h = K \frac{V^2}{2g} \text{ FEET (METERS) OF FLUID}$$

NOTE: D = nominal iron pipe size in inches (in × 25.4 = mm)

ตารางที่ ณ-2 แสดงค่าคงที่ของวาล์วและอุปกรณ์ต่างๆ สำหรับการคำนวณหาความดันสูญเสียในระบบท่อน้ำ⁽²¹⁾ (ต่อ)



NOTE: *D* = nominal iron pipe size in inches (in X 25.4 = mm) For velocities below 15 ft/s (4.6 m/s), check valves and foot valves will be only partially open and will exhibit higher values of *K* than shown

ตารางที่ ฅ-2 แสดงค่าคงที่ของวาล์วและอุปกรณ์ต่างๆ สำหรับการคำนวณหาความดันสูญเสียในระบบท่อน้ำ⁽²¹⁾ (ต่อ)

Approximate Variation for <i>K</i> Listed in Tables 5a and 5b		
	Fitting	Range of variation, %
90° elbow	Regular screwed	± 20 above 2-in size ^a
	Regular screwed	± 40 below 2-in size
	Long radius, screwed	± 25
	Regular flanged	± 35
	Long radius, flanged	± 30
45° elbow	Regular screwed	± 10
	Long radius, flanged	± 10
180° bend	Regular screwed	± 25
	Regular flanged	± 35
	Long radius, flanged	± 30
T	Screwed, line or branch flow	± 25
	Flanged, line or branch flow	± 35
Globe valve	Screwed	± 25
	Flanged	± 25
Gate valve	Screwed	± 25
	Flanged	± 50
Check valve ^b	Screwed	± 30
	Flanged	{ +200 -80
Sleeve check valve	—	Multiply flanged values by 0.2 to 0.5
Tilting check valve	—	Multiply flanged values by 0.13 to 0.19
Drainage gate check	—	Multiply flanged values by 0.03 to 0.07
Angle valve	Screwed	± 20
	Flanged	± 50
Basket strainer	—	± 50
Foot valve ^c	—	± 50
Couplings	—	± 50
Unions	—	± 50
Reducers	—	± 50

^a1 in × 25.4 = mm

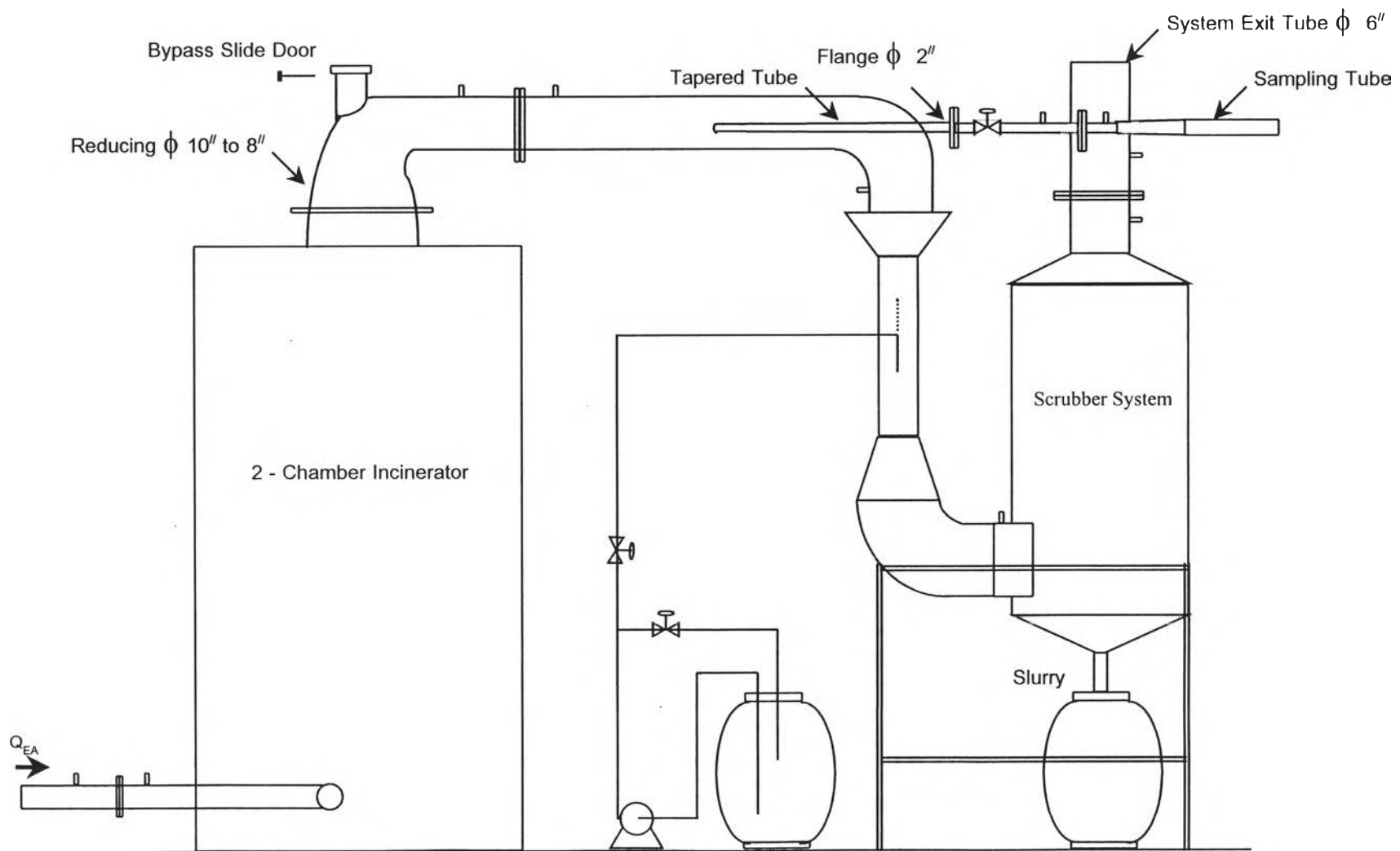
^bFor velocities below 15 ft/s (4.6 m/s), check valves and foot valves will be only partially open and will exhibit higher values of *K* than shown

ภาคผนวก ค

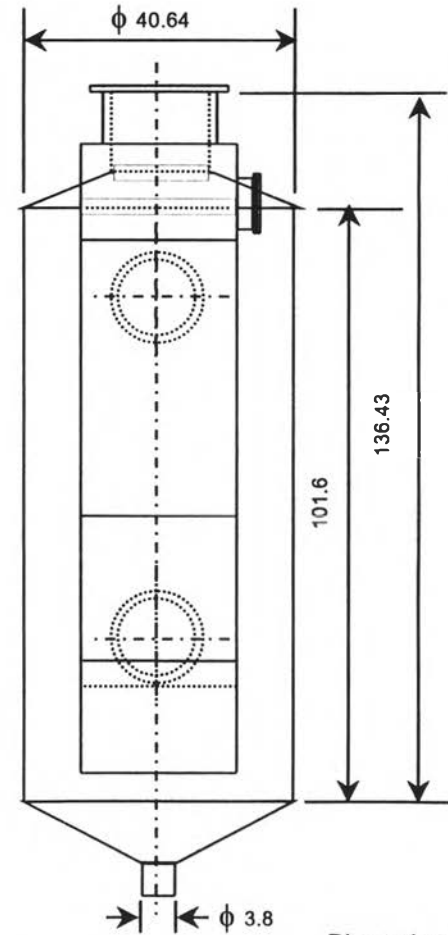
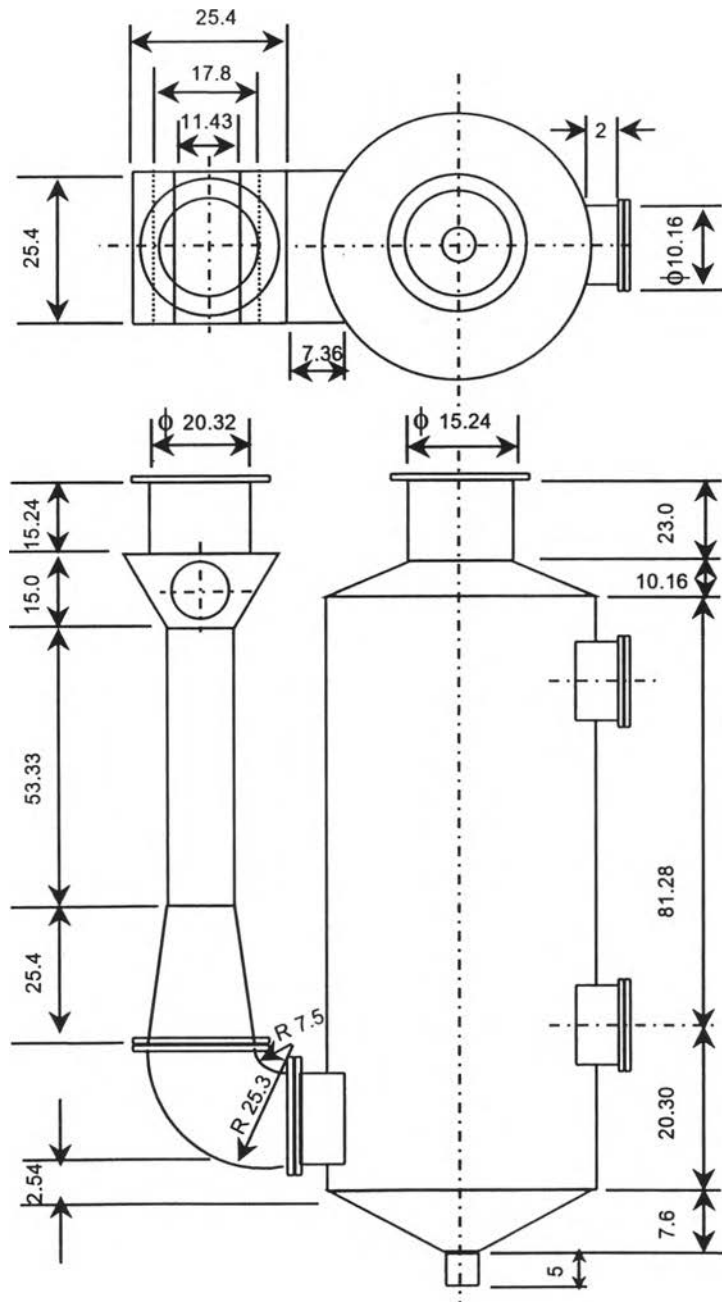
แบบของชิ้นส่วนต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับระบบเครื่องเก็บอนุภาค

ในภาคผนวกนี้ จะแสดงแบบของชิ้นส่วนต่างๆ ที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัยนี้ ประกอบด้วย

- 1) รูปที่ ค-1 แสดงลักษณะโดยทั่วไปของระบบต่างๆ ที่ใช้ในงานวิจัยนี้
- 2) รูปที่ ค-2 แสดงขนาดต่างๆ ของระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทอรี
- 3) รูปที่ ค-3 แสดงท่อชักตัวอย่าง 2" ในส่วนที่จะแห่เข้าไปในท่อทางเข้า (8") ของระบบเครื่องเก็บอนุภาค สำหรับใช้ในการเก็บตัวอย่างอนุภาค
- 4) รูปที่ ค-4 แสดงท่อชักตัวอย่าง 2" ในส่วนที่จะบรรจุแผ่นกรองสำหรับดักเก็บตัวอย่างอนุภาคที่มากับแก๊สเสีย

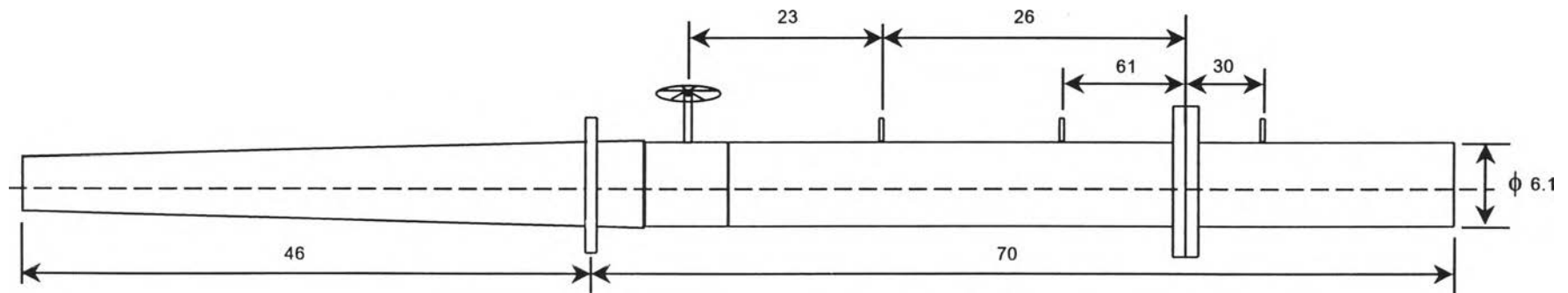


รูปที่ ค-1 แสดงลักษณะ โดยทั่วไปของระบบต่างๆ ที่ใช้ในงานวิจัยนี้



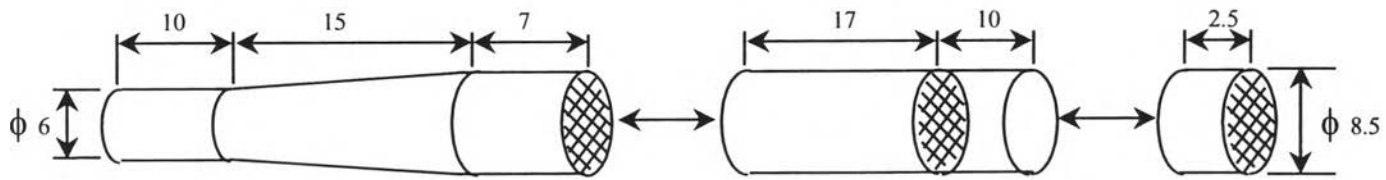
Dimension in cm.

รูปที่ ค-2 แสดงขนาดต่างๆ ของระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทิวรี



Dimension in cm.

รูปที่ ค-3 แสดงท่อชักตัวอย่าง 2" ในส่วนที่จะแห่เข้าไปในท่อทางเข้า (8") ของระบบเครื่องเก็บอนุภาค สำหรับการเก็บตัวอย่างอนุภาค



Dimension in cm.

รูปที่ ค-4 แสดงท่อชักตัวอย่าง 2" ในส่วนที่จะบรรจุแผ่นกรองสำหรับดักเก็บตัวอย่างอนุภาค ที่มากับแก๊สเสีย

ประวัติผู้วิจัย

นายสมเกียรติ สมชัยกุลทรัพย์ เกิดเมื่อวันที่ 12 มิถุนายน พุทธศักราช 2518 จังหวัด กรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาปริญญาตรี วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ จากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ เมื่อปีการศึกษา 2538 เข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปีการศึกษา 2539