บทที่ 3
การออกแบบและคำนวณ

ในบทนี้จะแบ่งการออกแบบและการคำนวณ ที่เกี่ยวข้องกับระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรีออกเป็นส่วนต่างๆ ดังนี้

3.1 การคำนวณหาค่าความชื้น (humidity ratio;) ของแก๊สร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้ และเข้าสู่ระบบเครื่องเก็บอนุภาค

3.2 การคำนวณหาปริมาณน้ำที่ต้องใช้ในระบบเครื่องเก็บอนุภาค (total make-up water) ประกอบด้วย

3.2.1 ปริมาณน้ำสำหรับใช้ในการทำให้แก๊สร้อนที่เข้ามาอิ่มตัว (saturated the income gas stream)

3.2.2 ปริมาณน้ำสำหรับใช้ในการดักเก็บอนุภาค (collecting dust)

3.3 ขนาดของเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรี (venturi scrubber)

3.3.1 การคำนวณหาความเร็วของกระแสแก๊สที่พื้นที่หน้าตัดต่างๆ ในระบบเครื่องเก็บอนุภาค

3.3.2 การคำนวณหาค่าความดันสูญเสียในระบบเครื่องเก็บอนุภาค

3.1 การคำนวณหาค่าความชื้นของแก๊สร้อนที่เกิดจากการเผาไหม้

สำหรับงานวิจัยนี้ แก๊สร้อนที่เข้าสู่ระบบเครื่องเก็บอนุภาคคือ แก๊สร้อนที่ได้จากการเผาไหม้มูลฝอยกระดาษ (refuse paper) ซึ่งประกอบด้วยองค์ประกอบในหน่วย kg/kg_{refuse} ดังนี้[9] C = 0.435, H = 0.06, O = 0.44, N = 0.003 kg/kg_{refuse}

ธาตุ องค์ประกอบ	ปริมาณองค์ประกอบ $mole/g_{refuse}$	เศษส่วนโดยโมล (mole fraction)
C 43.5%	0.03625	0.4525
H 6.0%	0.03000	0.3745
O 44.0%	0.01375	0.1716
N 0.3%	0.000107	0.0013
Total	0.080107	1.0000

<u>สมการการเผาไหม้มูลฝอยกระดาษ ที่ 0 %EA</u>

$$0.4525C + 0.3745H_2 + 0.1716O_2 + 0.0013N_2 + a_{th}(O_2 + 3.76N_2) \rightarrow xCO_2 + yH_2O + zN_2$$

Balance สมการได้ $x = 0.4525$, $y = 0.3745$

พิจารณาที่ O_2 ; $0.1716 + a_{th} = x + \frac{y}{2}$

$$0.1716 + a_{th} = 0.4525 + \frac{0.3745}{2}$$

$$\therefore \ a_{th} = 0.46815$$

พิจารณาที่ N_2 ; $0.0013 + 3.76a_{th} = z$

$$\therefore \ z = 1.7615$$

ดังนั้น $0.4525C + 0.3745H_2 + 0.1716O_2 + 0.0013N_2 + 0.46815(O_2 + 3.76N_2)$

$$\rightarrow 0.4525CO_2 + 0.3745H_2O + 1.7615N_2$$

จาก humidity ratio $(\omega) = \frac{\text{mass of water vaper}\,(m_w)}{\text{mass of dry air}(m_a)}$

ดังนั้น humidity ratio ของ flue gas ที่ 0 %EA $= \frac{0.3745M_{H_2O}}{0.4525M_{CO_2} + 1.7615M_{N_2}}$

$$= \frac{(0.3745 \times 18)}{(0.4525 \times 44) + (1.7615 \times 28)}$$

$$= 0.09737$$

<u>สมการการเผาไหม้มูลฝอยกระดาษ ที่ 160 %EA</u>

$$0.4525C + 0.3745H_2 + 0.1716O_2 + 0.0013N_2 + (2.6)(0.46815)(O_2 + 3.76N_2)$$

$$\rightarrow 0.4525CO_2 + 0.3745H_2O + 0.7490O_2 + 4.5779N_2$$

ดังนั้น humidity ratio ของ flue gas ที่ 160 %EA $= \frac{0.3745M_{H_2O}}{0.4525M_{CO_2} + 0.7490M_{O_2} + 4.5779M_{N_2}}$

$$= \frac{(0.3745 \times 18)}{(0.4525 \times 44) + (0.7490 \times 32) + (4.5779 \times 28)}$$

$$= 0.0392$$

<u>สมการการเผามูลฝอยกระดาษ ที่ 180 %EA</u>

$$0.4525C + 0.3745H_2 + 0.1716O_2 + 0.0013N_2 + (2.8)(0.46815)(O_2 + 3.76N_2)$$

$$\rightarrow 0.4525CO_2 + 0.3745H_2O + 0.8426O_2 + 4.9300N_2$$

ดังนั้น humidity ratio ของ flue gas ที่ 180 %EA $= \dfrac{0.3745M_{H_2O}}{0.4525M_{CO_2} + 0.8426M_{O_2} + 4.9300M_{N_2}}$

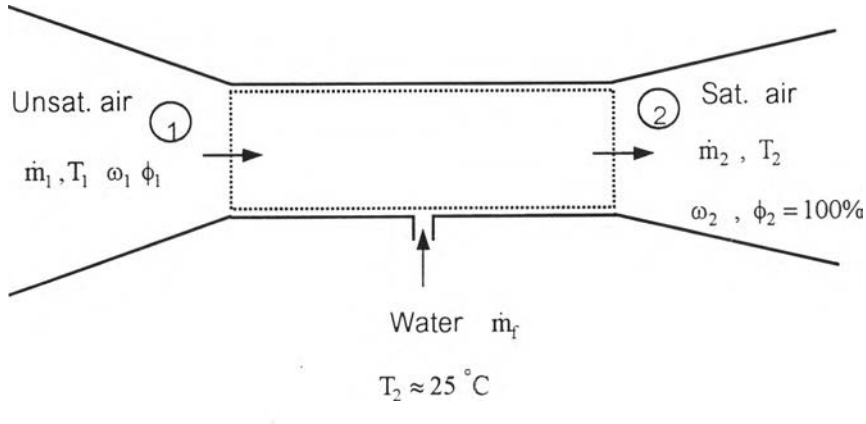
$$= \frac{(0.3745 \times 18)}{(0.4525 \times 44) - (0.8426 \times 32) + (4.9300 \times 28)}$$

$$= 0.0365$$

ดังนั้น แก๊สร้อนที่เข้าสู่ระบบเครื่องเก็บอนุภาคจะมีค่าอัตราส่วนความชื้น (humidity ratio; ω) เป็น 0.0392 และ 0.0365 ที่การเผาไหม้มูลฝอยกระดาษด้วยอากาศ 160 และ 180% EA ตามลำดับ

3.2 <u>การคำนวณหาปริมาณน้ำทั้งหมดที่ใช้ในเครื่องเก็บอนุภาค</u> (total make-up water)

3.2.1 <u>ปริมาณน้ำสำหรับใช้ในการทำให้แก๊สร้อนอิ่มตัว</u> (saturated the income gas stream)



รูปที่ 3.1 แสดงกระบวนการแอเดียแบติกอิ่มตัว ที่สมมุติให้เกิดขึ้นบริเวณคอคอดของระบบ

พิจารณาที่ คอคอด (venturi throat) ของระบบเครื่องเก็บอนุภาค สมมุติให้แก๊สร้อนที่เข้ามาถูกทำให้อิ่มตัวโดยกระบวนการแอเดียแบติกอิ่มตัว (adiabatic saturation process) ตามที่กล่าวมาแล้วในหัวข้อที่ 2.3 ดังนี้

สำหรับ การเผาไหม้มูลฝอยที่ปริมาณอากาศส่วนเกิน 160 %EA

จากปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นในหัวข้อที่ 3.1 จะได้แก๊สร้อนที่เข้าสู่ระบบเครื่องเก็บอนุภาคแบบเปียกมีความชื้น $\omega_1 = 0.0392$ อุณหภูมิของแก๊สร้อนประมาณ 200°C จากรูปที่ 3.1 จะได้

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{w_1} + \dot{m}_{a_1}$$

$$\rho_1 Q_1 = \omega_1 \dot{m}_{a_1} + \dot{m}_{a_1} \qquad (3.1)$$

โดยที่ $\dot{m}_{a_1} = \dot{m}_{a_2} = \dot{m}_a$ (3.2)

จากสมการที่ (3.1) จะได้ $\dot{m}_{a_1} = \dot{m}_a = \dfrac{\rho_1 Q_1}{1+\omega_1}$ (3.3)

พิจารณาที่อัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊สร้อนที่เข้าระบบ (Q_1) 1,000 ft^3/min, ความหนาแน่น (ρ_1) 1.2 kg/m^3 หรือ 0.034 kg/ft^3 จะได้ว่า

$$\dot{m}_a = \frac{(0.034 \times 1000)}{(1+0.0392)} = 32.72 \text{ kg/min} = 0.545 \text{ kg/s} \qquad (3.4)$$

จากสมการที่ (2.6); $\omega_1 = \dfrac{\dot{m}_{w_1}}{\dot{m}_a} = \dfrac{C_p (T_2 - T_1) + \omega_2 h_{fg_2}}{h_{g_1} - h_{f_2}}$

จาก steam table จะได้; $h_{fg_2} = h_{fg@25°C} = 2442.3$ kJ/kg

$h_{g_1} = h_{g@200°C} = 2793.2$ kJ/kg

$h_{f_2} = h_{f@25°C} = 104.87$ kJ/kg

แทนค่าในสมการที่ (2.6); $\omega_1 = 0.0392 = \dfrac{(1.02)(25-200) + \omega_2(2442.3)}{(2793.2 - 104.89)}$

ดังนั้น $\omega_2 = 0.116$

จากสมการที่ (2.5); $\dot{m}_f = \dot{m}_a(\omega_2 - \omega_1)$

$= (0.545)(0.116 - 0.0392)$

$= 0.0419$ (kg/s)/(1000 ft^3.gas/min)

แต่ $$Q_f = \frac{\dot{m}_f}{\rho_f} = \dot{m}_f \upsilon_f$$

$= 0.0892$ L.H_2O/m^3.gas หรือ 0.6675 gal.H_2O/1000 ft^3.gas (3.5)

ดังนั้น ปริมาณน้ำที่ใช้ในการทำให้แก๊สร้อนอิ่มตัว สำหรับการเผาไหม้มูลฝอยกระดาษ ด้วยปริมาณอากาศ 160 %EA เท่ากับ 0.0892 L.H_2O/m^3.gas หรือ 0.6675 gal.H_2O/1000 ft^3.gas

ทำนองเดียวกัน สำหรับการเผาไหม้มูลฝอยกระดาษที่ 180 %EA ได้ผลการคำนวณ ดังนี้

$\omega_2 = 0.113$ (3.6)

$\dot{m}_f = 0.0419$ (kg/s)/(1000 ft^3.gas/min) (3.7)

$Q_f = 0.6679$ gal.H_2O/1000 ft^3.gas (3.8)

ดังนั้น ปริมาณน้ำที่ใช้ในการทำให้แก๊สร้อนอิ่มตัว สำหรับการเผาไหม้มูลฝอยกระดาษ ด้วยปริมาณอากาศ 180 %EA เท่ากับ 0.0893 L.H_2O/m^3.gas หรือ 0.6679 gal.H_2O/1000 ft^3.gas

3.2.2 <u>ปริมาณน้ำที่ใช้ในการดักเก็บอนุภาค</u> (collecting dust)

พิจารณาปริมาณขี้เถ้าบิน (fly ash) และอนุภาคต่างๆ ประมาณ 6 kg/hr. หรือ 0.1 kg/min ไหลปนออกมากับกระแสแก๊สเสียที่เกิดจากการเผาไหม้ในอัตรา 5 m^3/min จะได้

ความเข้มข้นของอนุภาคในแก๊สที่ออกจากปล่อง (Inlet dust loading) $= \frac{0.1 \text{ kg/min}}{5 \text{ } m^3 \text{gas/min}}$

$= 0.02$ kg/m^3 gas

$= 20$ g/m^3 gas

$= 8.74$ grains/ft^3

จากค่าความเข้มข้นของอนุภาคในแก๊สเสียที่ออกจากปล่องที่คำนวณได้ก็คือค่าความเข้มข้นของอนุภาคในแก๊สที่ไหลเข้าสู่ระบบเครื่องเก็บอนุภาคซึ่งมีเท่ากับ 8.74 grains/ft^3 ถ้ากำหนดให้เครื่องเก็บอนุภาคนี้มีประสิทธิภาพในการดักเก็บอนุภาคประมาณ 90% สำหรับอัตราการไหลเชิงปริมาตรของแก๊สร้อน 1,000 ft^3/min. จะได้

$$\text{อัตราการเก็บอนุภาค} = 8.74\frac{\text{grains}}{ft^3}\times 1{,}000\frac{ft^3}{\text{min.}}\times 0.90\times\frac{1\text{Lb.}}{7{,}000\text{grains}}\times\frac{60\text{min.}}{1\text{hr.}}$$

(Collected rate)

$$= 67.42 \text{ Lb. / hr.}$$

ในการออกแบบเครื่องเก็บอนุภาคโดยทั่วไปจะให้น้ำทิ้งที่ออกจากระบบมีปริมาณสารแขวนลอยเจือปนอยู่ประมาณ 5%[10] จะได้

$$\text{ปริมาณน้ำที่ใช้ในการดักเก็บอนุภาค} = 67.42\frac{\text{Lb.}}{\text{hr.}}\times\frac{95\%}{5\%}\times\frac{1\text{gal.}}{8.33\text{Lb.}}\times\frac{1\text{hr.}}{60\text{min.}}$$

$$= 2.563 \text{ gal/ min. หรือ } 9.701 \text{ L/ min.}$$

$$= 2.563 \text{ (gal.}H_2O\text{/min)/(1000 } ft^3\text{.gas/min)}$$

$$= 2.563 \text{ gal.}H_2O\text{/1,000 } ft^3\text{.gas} \qquad (3.9)$$

ดังนั้น ปริมาณน้ำที่ต้องใช้ในระบบเครื่องเก็บอนุภาค = 0.67 + 2.563 gal.H_2O/1,000 ft^3.gas

= 3.233 gal.H_2O/1,000 ft^3.gas

= 0.432 L.H_2O/ m^3.gas

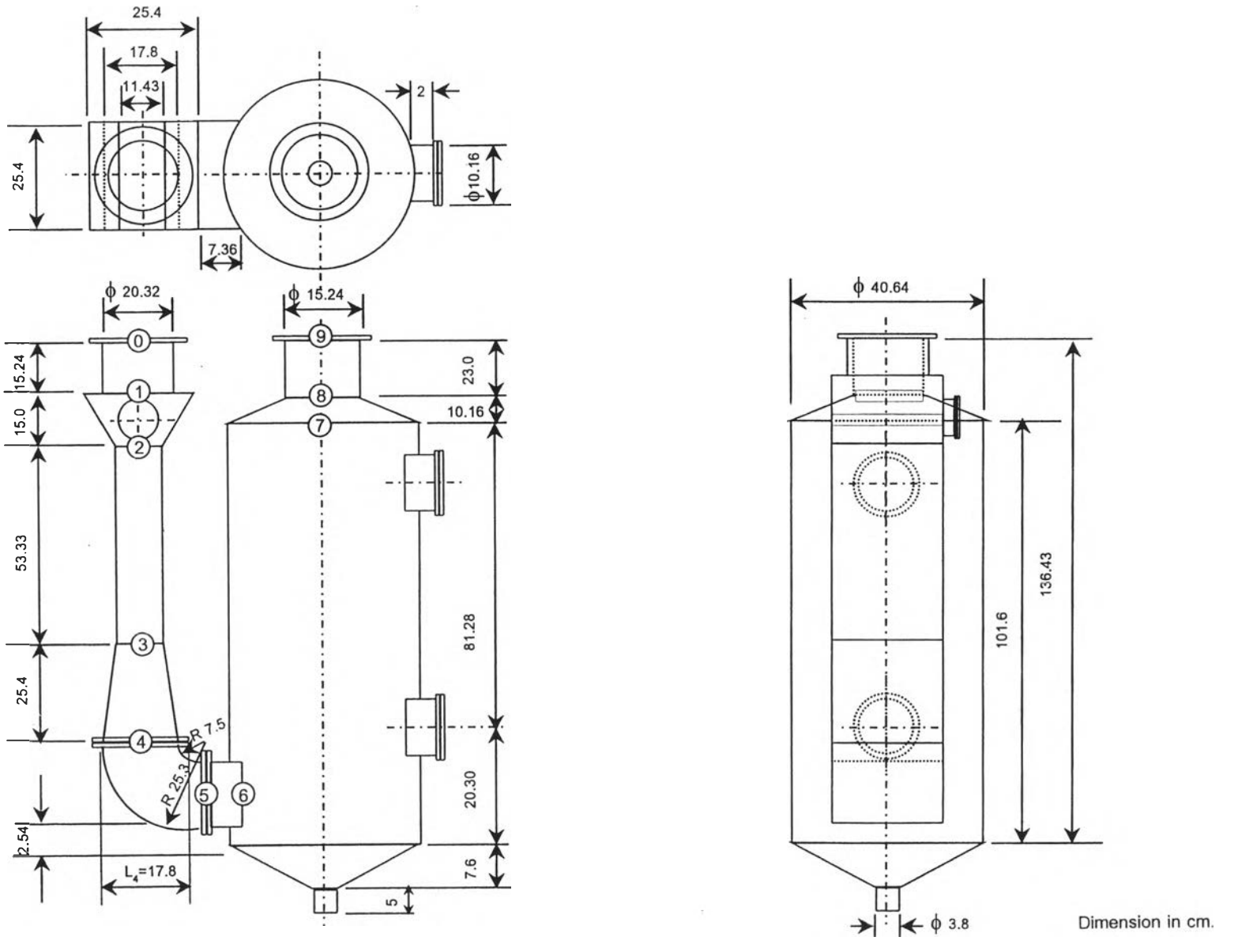
ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงทำการทดลองที่อัตราส่วนของอัตราการไหลของน้ำต่ออากาศ(R) ที่ 0.4, 0.6, 0.8 L.H_2O/ m^3.gas เพื่อให้แน่ใจว่าจะมีปริมาณน้ำที่พอเพียงไว้ใช้ในระบบ

3.3 ขนาดของระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรี

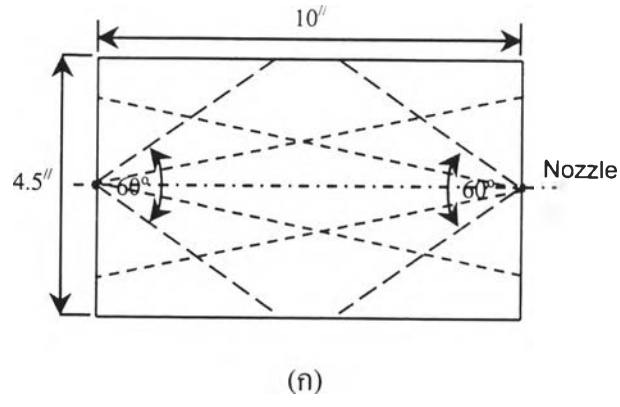
พิจารณาตามรูปที่ 3.2 ระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรี ประกอบด้วย ท่อทางแก๊สไอเสียเข้าเป็นท่อเหล็กกลมขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 8″ (0.2 m) คิดเป็นพื้นที่หน้าตัดเท่ากับ 0.03 m^2 เลือกค่าอัตราการไหลของแก๊สร้อนที่เข้าระบบ 0.13 m^3/s (300cfm) โดยท่อทางแก๊สไอเสียเข้าจะต่อ

เข้ากับระบบของท่อลู่เข้า (converging section) ด้วยมุมที่ลู่เข้า 50° และมีพื้นที่หน้าตัดเป็นสี่เหลี่ยมมีขนาดลดลงจาก 10″ × 10″ เป็น 10″ × 4.5″ ก่อนเข้าสู่ท่อในส่วนของคอคอด (venturi throat) ที่คอคอดนี้จะมีขนาดของพื้นที่หน้าตัดและความยาวถูกออกแบบให้ครอบคลุมละอองของหยดน้ำที่สเปรย์ออกจากหัวฉีดน้ำทั้ง 2 หัว ที่ติดตั้งในแนวความยาวของคอคอดซึ่งมีพื้นที่หน้าตัดเป็นรูปสี่เหลี่ยมผืนผ้าขนาด 10″ × 4.5″ ยาว 21″ (0.53 m) ลักษณะของหัวฉีดน้ำแต่ละหัวติดตั้งให้มีระยะห่างกัน 7″ โดยคำนวณจากมุมการฉีดน้ำของหัวฉีดน้ำ (spray angle) แต่ละหัวซึ่งมีค่าประมาณ 60° ดังแสดงในรูปที่ 3.3 หลังจากนั้นที่คอคอดจะถูกต่อเข้ากับส่วนของท่อบานออก (diverging section) ซึ่งเป็นท่อหน้าตัดสี่เหลี่ยมขนาดเพิ่มขึ้นจาก 10″ × 4.5″ เป็น 10″ × 7″ ยาว 10″ (0.25 m) โดยมีมุมบานออกประมาณ 14° ก่อนเชื่อมต่อด้วยหน้าแปลนสี่เหลี่ยมเข้ากับข้องอ 90° ที่มีพื้นที่หน้าตัดเป็นรูปสี่เหลี่ยมขนาดเดียวกันคือ10″ × 7″หลังจากนั้นจึงต่อเข้าสู่ระบบถังดักละอองและหมอก (entrainment separation) ซึ่งเป็นถังทรงกระบอกกลมขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 16″ (0.4 m) สูงประมาณ 40″ (1 m) ด้านล่างของถังดักละอองและหมอกนี้จะต่อเข้ากับถังรองรับน้ำเสีย ซึ่งจะต้องออกแบบให้สามารถรองรับน้ำเสียได้ในช่วงที่มีการสเปรย์น้ำด้วยอัตราสูงสุด เพื่อป้องกันไม่ให้น้ำท่วมพื้นที่ของทางเข้าถังดักละอองและหมอกนี้ ส่วนด้านบนของถังจะต่อเข้ากับท่อทางออกของระบบซึ่งเป็นท่อกลมเส้นผ่านศูนย์กลาง 6″ (0.15 m)

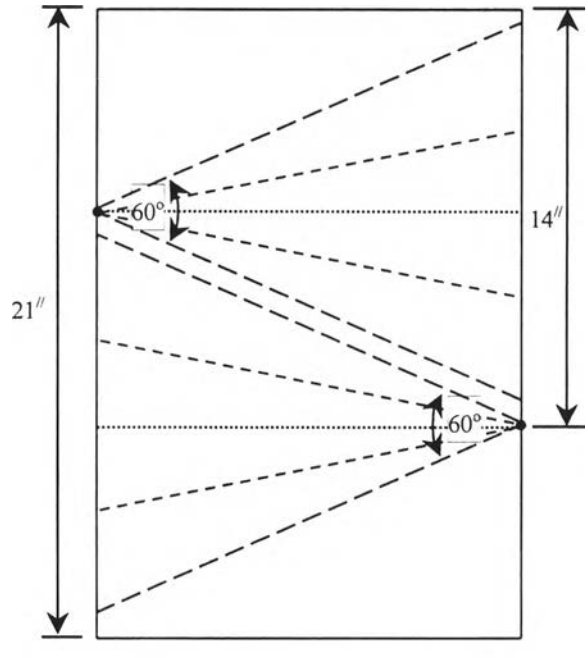
จากที่กล่าวมาแล้วในหัวข้อที่ 2.2.1 เครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรีมีรูปแบบในการออกแบบได้หลายรูปแบบ สำหรับขนาดต่างๆ ของระบบเครื่องเก็บอนุภาคแบบเปียกที่ได้ระบุไว้ข้างต้นนั้นได้ออกแบบโดยคำนึงถึง ค่าความเร็วของแก๊สที่ต้องการภายในชิ้นส่วนต่างๆ ของระบบ โดยในส่วนของท่อลู่เข้าจะทำให้ความเร็วของกระแสแก๊สที่เข้ามาสู่บริเวณคอคอดมีค่าสูงขึ้น เพื่อช่วยในการทำให้หยดน้ำที่ถูกสเปรย์เข้ามาแตกตัวได้อีก เป็นผลให้เกิดการสัมผัสกันระหว่างกระแสแก๊สกับหยดน้ำเล็กๆ ได้ดีขึ้นอีก สำหรับในส่วนของคอคอดจะถูกออกแบบให้มีความยาวคลอบคลุมการกระจายของหยดน้ำที่ถูกฉีดออกมาจากหัวฉีด โดยพิจารณาจากการกระจายของหยดน้ำที่เป็นรูปกรวยตัน (full cone) มีมุมของการฉีดน้ำ (spray angle) ประมาณ 60° และในส่วนของท่อบานออกจะถูกออกแบบให้มีขนาดและความยาวที่ทำให้ความเร็วของกระแสแก๊สก่อนเข้าถังดักละอองและหมอก มีค่าอยู่ในช่วงประมาณ 1-5 m/s (3-16 ft/s)[11] ซึ่งเป็นค่าความเร็วที่พอเหมาะในการกำจัดละอองของหยดน้ำบางส่วนที่ยังฟุ้งกระจายอยู่และอาจปนออกมากับกระแสแก๊สก่อนที่จะปล่อยออกสู่บรรยากาศได้ นอกจากนั้นสัดส่วนของพื้นที่ผิวของเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรีที่ออกแบบนี้ยังมีค่าใกล้เคียงกับขนาดของส่วนต่างๆ ที่ประกอบเข้าเป็นระบบของเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรี ที่ได้กล่าวมาแล้วในหัวข้อที่ 2.2.1



รูปที่ 3.2 แสดงขนาดต่างๆ ของระบบเครื่องเก็บอนุภาคชนิดเวนทูรี



(ก)



(ข)

รูปที่ 3.3 แสดงตำแหน่งการติดตั้งและลักษณะการสเปรย์น้ำของหัวฉีดน้ำที่คอคอดของระบบเครื่องเก็บอนุภาค

ก) แสดงภาพการสเปรย์น้ำของหัวฉีดน้ำทั้งสองโดยรูป section ทางด้านบนของคอคอด

ข) แสดงภาพการสเปรย์น้ำของหัวฉีดน้ำทั้งสองโดยรูป section ทางด้านหน้าของคอคอด

3.3.1 <u>การคำนวณหาความเร็วของแก๊สที่พื้นที่หน้าตัดต่างๆ ในระบบเครื่องเก็บอนุภาค</u>

เนื่องจากปล่องไอเสียของเตาเผามูลฝอยที่ใช้ในงานวิจัยนี้ มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 10″ ดังนั้น จึงเลือกใช้ท่อทางเข้าของแก๊สร้อนสำหรับเครื่องเก็บอนุภาคมีเส้นผ่านศูนย์กลาง 8″(0.2 m) อัตราการไหลของแก๊สร้อนที่ออกจากปล่องเตาเผา เท่ากับ 0.133 m^3/s. (300 cfm) พิจารณารูปที่ 3.2 จะได้ว่า

$$Q_{g_1} = V_1 A_1$$

$0.133 = V_1 (0.03)$ เมื่อพื้นที่หน้าตัดของท่อเข้าระบบเครื่องเก็บอนุภาค = 0.03 m^2

$$V_1 = 4.114 \text{ m/s}$$

ดังนั้น ความเร็วของแก๊สร้อนที่เข้าสู่ระบบเครื่องเก็บอนุภาคนี้ คือ 4.114 m/s

<u>กระบวนการ 1→2</u> ; $\dot{m}_{g_1} = \dot{m}_{g_2}$

$$\rho_1 Q_{g_1} = \rho_2 Q_{g_2} \quad \text{สมมุติให้ } \rho_1 = \rho_2 = 1.2 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_{g_2} = 0.133$$

$$V_2 = \frac{0.133}{A_2} = \frac{0.133}{0.03} = 4.569 \text{ m/s} \quad \text{เมื่อ } A_2 = 4.5'' \text{x} 10'' = 0.03 \text{ m}^2$$

ดังนั้น ความเร็วของแก๊สร้อนที่เข้าสู่คอคอดของระบบ (V_2) 4.596 m/s

<u>กระบวนการที่ 2→3</u> ; สมมุติให้ แก๊สร้อนที่เข้าสู่คอคอดมีอุณหภูมิลดลงและความชื้นสูงขึ้น ตามกระบวนการแอเดียแบติกอิ่มตัว (adiabatic saturation process)

จะได้สมการ

$$\dot{m}_{g_2} + \dot{m}_f = \dot{m}_{g_3}$$

$$\rho_2 Q_{g_2} + \dot{m}_f = \rho_3 Q_{g_3}$$

$$\rho_2 Q_{g_2} + \dot{m}_f = \rho_3 A_3 V_3$$

$$V_3 = \frac{\rho_2 Q_{g_2} + \dot{m}_f}{\rho_3 A_3} \qquad (3.10)$$

จากเอกสารอ้างอิง (14) ; $\rho_3 = \dfrac{\dot{m}_{g_3}}{Q_{g_3}} = \dfrac{\dot{m}_{g_2} + \dot{m}_f}{Q_{g_2} + Q_f}$

จะได้ $\rho_3 = 1.284 \text{ kg/m}^3$

จากสมการที่ (3.10); จะได้ $V_3 = 4.597$ m/s

ดังนั้น $\dot{m}_{g_3} = \rho_3 A_3 V_3 = 0.171$ kg/s

จะเห็นได้ว่า ความเร็วของแก๊สที่ไหลเข้าและออกจากคอคอดของระบบมีค่าใกล้เคียงกัน ดังนั้น จึงกำหนดให้ค่าความเร็วของแก๊สที่ไหลผ่านคอคอดนี้ เท่ากับ 4.6 m/s

<u>กระบวนการที่ 3→4</u> : สมมุติให้ $\rho_3 = \rho_4$

จะได้ว่า $\dot{m}_{g_3} = \dot{m}_{g_4}$

$$A_4 = \frac{(0.03)(4.6)}{V_4}$$

แต่ $A_4 = (0.254 \times L_4)$

เมื่อ L_4 = ความกว้างของพื้นที่หน้าตัด A_4 มีหน่วยเป็น เมตร

ดังนั้น
$$L_4 = \frac{0.543}{V_4} \qquad (3.11)$$

<u>กระบวนการ 4→5</u> ; สมมุติให้ $\rho_4 = \rho_5$ และ $A_4 = A_5$

จะได้ว่า
$$V_4 = V_5 \qquad (3.12)$$

<u>กระบวนการ 5→6</u> ; สมมุติให้ $\rho_5 = \rho_6$ และ $A_5 = A_6$

จะได้ว่า
$$V_5 = V_6 \qquad (3.13)$$

<u>กระบวนการ 6→7</u> ; สมมุติให้ $\rho_6 = \rho_7$

จะได้ว่า
$$(0.254 \times L_4)(V_6) = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right)(V_7)$$

เมื่อ D = เส้นผ่านศูนย์กลางของถังดักละอองและหมอก (3.14)

เมื่อใช้ความสัมพันธ์ของสัดส่วนของพื้นที่ผิว (fraction of surface area) ดังที่ได้กล่าวมาแล้วในหัวข้อ 2.2.1 ทำให้สามารถคำนวณหาขนาดของ L_4 ได้เท่ากับ 7″ (17.78 cm) และมีขนาด

ของเส้นผ่านศูนย์กลางของถังดักละอองและหมอก(D) เท่ากับ 16″(40.64 cm), สูง(H) เท่ากับ 32″ (81.28 cm)

แทนค่า $L_4 = 0.178$ m ในสมการที่ (3.11) จะได้ $V_4 = 2.95$ m/s
และจากสมการที่ (3.12) และ (3.13) จะได้ $V_4 = V_5 = V_6 = 2.95$ m/s

จะเห็นได้ว่า ค่าความเร็วของกระแสแก๊สก่อนเข้าถังดักละอองและหมอก (V_6) อยู่ในช่วงของค่าที่กำหนดไว้แล้วคือ 1-5 m/s (3-16 ft/s)[11]
และจากสมการที่ (3.14) จะได้ว่า $V_7 = 1$ m/s

3.3.2 <u>การคำนวณหาค่าความดันสูญเสียในระบบเครื่องเก็บอนุภาค</u>

จากค่าอัตราการไหลของแก๊สร้อนที่เข้าระบบเครื่องเก็บอนุภาค มีค่าเท่ากับ 0.133 m/s (300 cfm) และมีความเร็ว 4.114 m/s หลังจากนั้นแก๊สเสียนี้จะไหลเข้าคอคอดของระบบเครื่องเก็บอนุภาคด้วยความเร็ว 4.6 m/s (15 ft/s) ถ้ากำหนดอัตราส่วนของน้ำที่ใช้ต่อแก๊สเสียไม่เกิน 1.0 $L.H_2O/m^3.gas$ หรือ 7.5 $gal.H_2O/1{,}000\ ft^3.gas$ จะสามารถคำนวณหาค่าความดันลดของแก๊สที่ไหลผ่านคอคอดของระบบได้ ตามสมการที่ (2.1) ดังนี้

จาก $\Delta P = (5x10^{-5})(V_g)^2(R)$; $inch.H_2O$

แทนค่า $R = 7.5\ gal.H_2O/1{,}000\ ft^3.gas$
$V_g = 4.6$ m/s หรือ 15 ft/s

ดังนั้น $\Delta P = (5x10^{-5})(15)^2(7.5) = 0.085\ inch.H_2O$

ดังนั้น ค่าความดันลดของแก๊สที่ไหลผ่านคอคอดของระบบเครื่องเก็บอนุภาค เท่ากับ 0.085 $inch.H_2O$ หรือ 2.2 $mm.H_2O$

จากสมการของเบอร์นูลี; $P_{loss} = (P_1 - P_2) + (z_1 - z_2)$ ก็ต่อเมื่อความเร็วที่จุด 1 เท่ากับจุด 2 (3.15)

พิจารณาที่คอคอดของระบบเครื่องเก็บอนุภาค จะได้ $z_1 - z_2 = 21''$ คิดเป็น 0.64 mm.H_2O

จะได้ว่า $P_{loss@throat} = 2.2 + 0.64$ mm.H_2O

$= 2.84$ mm.H_2O (3.16)

ดังนั้น ค่าความดันสูญเสียของแก๊สที่ไหลผ่านคอคอดของระบบเครื่องเก็บอนุภาค เท่ากับ 2.84 mm.H_2O

จะเห็นได้ว่าผลต่างของความสูงที่คอคอดนี้มีค่าน้อยมาก เพราะฉะนั้น จึงอาจกล่าวได้ว่าค่าความดันสูญเสียของแก๊สที่ไหลผ่านคอคอดของระบบมีค่าเท่ากับค่าความดันลดของระบบที่คอคอด

สำหรับค่าความดันสูญเสียในส่วนต่างๆ ที่เหลือของระบบเครื่องเก็บอนุภาค ดังแสดงในรูปที่ 3.2 ได้แก่ ส่วนของท่อบานออก (diverging section) หรือในส่วนของถังดักละอองและหมอก (entrainment separator) ไม่ได้กำหนดหลักการคำนวณที่แน่นอนไว้ ดังนั้นจึงได้ประมาณค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นในอุปกรณ์เหล่านี้โดยคำนวณค่าความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นจากผลคูณของค่าความดันเนื่องจากความเร็ว (velocity pressure) กับ ค่าสัมประสิทธิ์การสูญเสีย (loss coefficient) ซึ่งขึ้นอยู่กับรูปร่างในแต่ละส่วนของระบบ โดยที่ค่าความดันเนื่องจากความเร็ว มีค่าเท่ากับ $\left(\frac{V^2\rho}{2}\right)$ มีหน่วยเป็น N/ m^2 หรือ Pascal

ตารางที่ 3.1 แสดงความดันสูญเสียที่เกิดขึ้นในแต่ละส่วนของระบบเครื่องเก็บอนุภาคในรูปที่ 3.2

Duct Section	Duct Element	Air Flow (m^3/s)	Duct Size	Velocity (m/s)	Density (kg/m^3)	Velocity pressure (Pa)	Duct length (m)	Fitting loss Coefficient [12]	Duct pressure loss e=0.00015 m (Pa/m)*	Section pressure loss	
										(Pa)	(mm. H_2O)
0-1	circular duct (e = 0.00015 m.)	0.133	Dia. 0.2m.	4.114	1.2	-	0.15	-	1.25	0.20	0.02
1	fitting	0.133		4.114	1.2	10.155	-	0.251	-	2.55	0.26
1-2	fitting	0.133		4.6	1.2	12.696	-	0.063	-	0.80	0.081
2-3	Venturi throat	0.133	$0.11x0.25m^2$	4.6	1.284	-	-	-	-	23.54	2.84
3-4	fitting	0.133		4.6	1.284	13.585	-	0.291	-	3.95	0.4
4-5	fitting	0.133		3	1.284	5.778	-	0.25	-	1.44	0.147
5-6	Rectangular duct	0.133	$0.18x0.25m^2$	3	1.284	-	0.07	-	0.65	0.05	0.005
6	fitting	0.133		3	1.284	5.778	-	1.72	-	9.94	1.013
6-8	Circular duct	0.133	Dia. 0.4m	3	1.284	-	1.01	-	0.30	0.30	0.031
7-8	fitting	0.133		7.545	1.284	36.547	-	0.225	-	8.22	0.84
8-9	Circular duct	0.133	Dia. 0.15m	7.545	1.284	-	0.23	-	5.5	1.26	0.13
9	Fitting (exit)	0.133		7.545	1.284	36.547	-	1	-	36.54	3.725
Overall pressure loss of the system										93.2	9.5
Increasing 20 %										111.74	11.4

*e = effective roughness