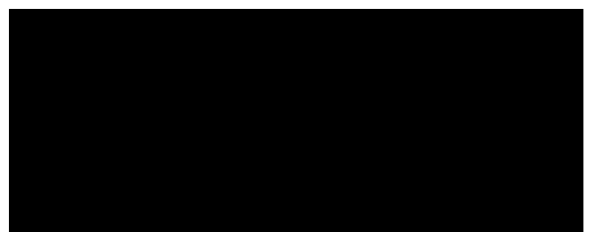


ภาคผนวก ข : รายการคำนวณระบบบำบัดมลพิษทางอากาศ

รายการคำนวณระบบบำบัดมลพิษทางอากาศ PB2

รายการคำนวณคุณภาพอากาศจากหม้อไอน้ำขนาด 130 ตัน/ชม.

บริษัท อินเตอร์ แปซิฟิค เปเปอร์ จำกัด
99 ซอย ราชภัฏ 4 ตำบล บางพลวง อำเภอ บ้านสร้าง ปราจีนบุรี 25150



Calculation for Boiler 130 tons/hr

1 Boiler's Properties

Capacity	:	130,000	kg/hr
Steam pressure	:	98.00	bar-g
Steam temperature	:	545.00	(+,-10) degree Celsius
Efficiency	:	91.10	%
Condensate temperature	:	158.00	Degree Celsius
Boiler Feed Water, BFWT	:	158.00	Degree Celsius
Fuel	:	Coal	
Ambient air temperature	:	30.00	Degree Celsius
Temperature of flue gas after burner	:	140.00	Degree Celsius

2 Fuel analysis

Bulk density of fuel = 986.100 kg/m³

Table 1 Composition of fuel ⁽³⁾

Composition	Wet basis	Dry basis
Carbon, C	43.37 %	47.91 %
Hydrogen, H	3.18 %	3.51 %
Oxygen, O	12.21 %	13.49 %
Nitrogen, N	0.67 %	0.74 %
Sulfur, S	0.70 %	0.77 %
Ash	30.40 %	33.58 %
Moisture/Water	9.47 %	0.00 %
Composition	100.00 %	100.00 %

However, select to calculate sulfur content at 1 % by mass, so the compstion will be as shown in table 2:

Table 2 Composition of fuel

Composition	Wet basis	Dry basis
Carbon, C	43.37 %	62.31 %
Hydrogen, H	3.18 %	4.57 %
Oxygen, O	11.91 %	17.11 %
Nitrogen, N	0.67 %	0.96 %
Sulfur, S	1.00 %	1.44 %
Ash	9.47 %	13.61 %
Moisture/Water	30.40 %	0.00 %
Composition	100.00 %	100.00 %

3 Carolific Value

From Channiwala and Parikh (2002) ⁽¹⁾:

HCV (High Calorific Value) or Gross calorific value (GCV) or Higher Heating Value (HHV), Dry basis, MJ/kg

$$= 0.3491 C + 1.1783 H + 0.1005 S - 0.1034 O - 0.0151 N - 0.0211 A$$

$$\begin{aligned} \text{HCV} &= 25.21 \text{ MJ/kg} \\ &= 25,210.54 \text{ kJ/kg} \\ &= 6,021.28 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

From European testing standard EN 14918;

$$\begin{aligned} \text{LCV, dry basis} &= \text{HCV} - 212 H - 0.8 (O + N) \text{ kJ/kg} \\ &= 24,227.46 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{LCV, wet basis} &= \text{HCV} - [212 H + 0.8 (O + N)] \times (100 - M)/100 - 24.5 M \text{ kJ/kg} \\ &= 23,784.57 \text{ kJ/kg} \\ &= 5,684.65 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

Select low energy bituminous coal as the fuel source:

$$\begin{aligned} \text{LCV} &= 15,899.20 \text{ kJ/kg} \\ &= 3,800.00 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

4 Fuel Consumption

$$\text{Fuel Consumption} = \frac{\text{Boiler evaporation capacity (MCR)} \times (\text{Specific Enthalpy of S/H steam} - \text{Specific Enthalpy of feed water})}{\text{LCV} \times \text{Boiler Efficiency}}$$

4 Steam enthalpy (Output energy)

Maximum Continuous Rating, MCR₁ (Steam)

	=	130,000	kg/hr
For steam pressure	98.0 bar and steam temperature	545.00	°C
Specific enthalpy of steam	=	3,488.00	kJ/kg
Steam enthalpy (Output energy)	=	453,440,000.00	kJ/hr

4.2 Feed water enthalpy (Input energy)

For water pressure	118.0 bar and water temperature	158.00	°C
Specific enthalpy of boiler feed water	=	673.80	kJ/kg
Flow rate	=	133.00	ton/hr
Feed water enthalpy (Input energy)	=	89,615,400.00	kJ/hr

4.3 Fuel consumption

Fuel heat value (LCV)	=	15,899.20	kJ/kg
Efficiency of boiler	=	91.10	%
Energy requirement	=	(Output - Input)	
		LCV x Boiler efficiency	
Fuel consumption	=	$\frac{453440000 - 89615400}{15899.2 \times 91.1/100}$	kJ/hr
	=	25,118.77	kg/hr
	=	25.12	ton/hr
Select to calculate with fuel consumption	=	25.80	ton/hr

5 Minimum mass of air required for complete combustion (Theoretical air requirement), A₀

Theoretical air requirement for complete combustion (kg) ⁽²⁾	=	$100/23 [(8C/3 + 8H + S) - O]$	
	=	5.66	kg/kg fuel (wet basis)
	=	0.196	kmol/kg fuel (wet basis)

6 Excess air and flue gass mass composition

Assume excess air (λ)	=	1.50	time of theoretical air requirement
	=	8.49	kg/kg fuel (wet basis)
At complete air combustion, mass of flue gas composition			
Carbon dioxide (CO ₂)	=	11/3 C	kg/kg fuel (wet basis)
	=	1.59	kg/kg fuel (wet basis)
Water (H ₂ O)	=	9 H + Moisture	kg/kg fuel (wet basis)
	=	0.59	kg/kg fuel (wet basis)
Sulfur dioxide (SO ₂)	=	2 S	kg/kg fuel (wet basis)
	=	0.0200	kg/kg fuel (wet basis)
Nitrogen (N ₂)	=	$\lambda \times 0.77 \times A_0 + 0.5N$	kg/kg fuel (wet basis)
	=	6.54	kg/kg fuel (wet basis)
Oxygen (O ₂)	=	$(\lambda - 1) \times 0.23 \times A_0$	kg/kg fuel (wet basis)
	=	0.65	kg/kg fuel (wet basis)
Total mass of flue gas	=	9.39	kg/kg fuel (wet basis)

Table 3 Composition of flue gas

Constituent of Flue gas	Mass of Flue gas (kg/kg fuel)	Portion by Mass (%)	Molecular Weight (g)	Mole of Flue gas (kmole)	Portion by Volume (%)
CO ₂	1.59	16.93	44	0.036	11.18
H ₂ O	0.59	6.28	18	0.033	10.15
SO ₂	0.0200	0.21	64	0.000	0.10
N ₂	6.54	69.64	28	0.234	72.28
O ₂	0.65	6.93	32	0.020	6.29
Total	9.39	100.00		0.323	100.00

Remark: Percentage of oxygen in flue gas must equal or exceed 7 % to prevent CO formation).

7 Flow rate of flue gas

Assume temperature of flue gas	=	140.00	°C				
	=	413.15	K				
Assume pressure at flue gas	=	1.00	atm				
V	=	n R T / P	L/kg fuel				
n (number of mole), from table 3	=	323.18	mol/kg fuel				
R (Gas constant)	=	0.0821	L atm / mol-K				
T (Temperature)	=	413.15	K				
P (Pressure)	=	1.00	atm				
V (Volume of flue gas)	=	10,962.30	L/kg fuel				
	=	10.96	m ³ /kg fuel				
Fuel consumption	=	25,800.00	kg fuel/hr				
Flue gas flow rate	=	282,827.46	m ³ /hr	at 1.0	atm	140.00	°C
	=	186,988.55	N m ³ /hr	at 1.0	atm	0.00	°C
Density	=	9.39 / 10.96	kg/m ³	at 1.0	atm	140.00	°C
	=	0.86	kg/m ³	at 1.0	atm	140.00	°C
At standard dry condition:							
Temperature	=	25.00	°C				
Water content	=	0.00	%				
Flue gas flow rate with O ₂ 6.29 %	=	183,395.30	m ³ /hr	at 1.0	atm	25.00	°C
Flue gas flow rate with O ₂ 7 %	=	192,644.10	m ³ /hr	at 1.0	atm	25.00	°C
	=	53.51	m ³ /s	at 1.0	atm	25.00	°C

8 ID (Induced Draft) Fan

Excess air	=	8.49	kg/kg fuel (wet basis)				
Required excess air	=	219,047.61	kg/hr				
Air density	=	1.292	kg/m ³	at 1.0	atm	0.00	°C
Volume of required air	=	169,541.49	Nm ³ /hr	at 1.0	atm	0.00	°C
Select ID fan with capacity	=	180,000.00	Nm ³ /hr	at 1.0	atm	0.00	°C
	≥	169,541.49	m ³ /hr	at 1.0	atm	0.00	°C

O.K.

Select ID fan with capacity equal or greater than 180,000 Nm³/hr.

9 Dust Content in Combustion System

9.1 Normal Operation

Ash	~	9.47	%	Weight of fuel				
Fuel consumption	=	25,800.00	kg fuel/hr					
Ash production	=	2,443.26	kg/hr					
Type of boiler	=	Circulating Fluidized Bed, CEB						
Actual flue gas flow rate	=	282,827.46	m ³ /hr	at 1.0 atm	140.00	°C		
Ash/Dust content	=	8,638.69	mg/m ³					
	=	30,544.04	mg/m ³					
Size	Percent	Ratio						
0 - 1 micron	25.00 %	100 % Fly ash	25.00	%				
		0 % Bottom ash	0.00	%				
1 - 4 micron	35.00 %	100 % Fly ash	35.00	%				
		0 % Bottom ash	0.00	%				
4 - 8 micron	30.00 %	60 % Fly ash	18.00	%				
		40 % Bottom ash	12.00	%				
8 - 12 micron	10.00	% 60 % Fly ash	6.00	%				
		40 % Bottom ash	4.00	%				
Total bottom ash	=	16.00	%	of total ash				
Total fly ash	=	84.00	%	of total ash				
	=	7,256.50	kg/hr					
	=	25,657.00	mg/m ³	at 1.0 atm	140.00	°C		
	=	35,553.21	mg/m ³	at 1.0 atm	25.00	°C		
Standard of Industrial Department of Thailand	≥	80.00	mg/m ³					
		Must be treated further						

9.2 Soot blow

Assume fly ash accumulation	=	1.00	%	of fly ash production				
	=	72.57	kg/hr					
	=	1,741.56	kg/d	(24 hr/d)				
Soot blow condition	=	3.00	time(s)/d					
Accumulated fly ash, each soot blow	=	580.52	kg/time					
Soot blow duration	=	15.00	minutes/time					
Additional fly ash when soot blow	=	2,322.08	kg/hr					
Normal fly ash production	=	7,256.50	kg/hr					
Total fly ash when soot blow	=	9,578.58	kg/hr					
Flue gas flow rate	=	282,827.46	m ³ /hr	at 1.0 atm	140.00	°C		
Fly ash concentration	=	33,867.24	mg/m ³					
	=	46,930.23	mg/m ³	at 1.0 atm	25.00	°C		
Standard of Industrial Department of Thailand	≥	80.00	mg/m ³					
								Must be treated further

10 NOx concentration calculation

NOx production	=	Factor x Fuel consumption						
Fuel consumption	=	25.80	ton/hr					
	=	25,800.00	kg fuel/hr					
Refer to Emission factor documentation for AP-42 Sector 1.1 Bituminous and Subbituminous Coal Combustion, Table 1.1-3.								
For PC, dry bottom, bituminous, tangentially fired, sub-bituminous NSPS.								
NOx production	=	7.20	lb/ton					
	=	3.27	kg/ton					
	=	84.26	kg/hr					
Actual flue gas flow rate	=	282,827.46	m ³ /hr	at 1.0 atm	140.00	°C		
NOx at actual gas flow rate	=	297.92	mg/m ³	at 1.0 atm	140.00	°C		
	=	219.43	ppm	as NO 1.0 atm	140.00	°C		
At standard condition, O ₂ 7%	=	192,644.10	m ³ /hr	at 1.0 atm	25.00	°C		
NOx at standard condition, O ₂ 7%	=	437.38	mg/m ³	at 1.0 atm	25.00	°C		
	=	232.48	ppm	as NO 1.0 atm	25.00	°C		

However, for coal fired low NOx boiler with subbituminous coal.

NOx reduction ⁽⁷⁾	=	20 - 80	%				
Select NOx reduction ⁽⁸⁾	=	35.00	%				
So NOx emission at O ₂ 7 %	=	151.11	ppm	as NO 1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	200.00	ppm	as NO 1.0	atm	25.00	°C
		O.K.					

11 SOx concentration calculation

S	=	1.00	%	Weight of fuel (wet basis)			
Fuel consumption	=	25,800.00	kg fuel/hr				
S from combustion	=	258.00	kg/hr				
SO ₂	=	516.00	kg/hr				
At standard condition, O ₂ 7%	=	192,644.10	m ³ /hr	at	1.0	atm	25.00 °C
SO ₂ concentration	=	2,678.51	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00 °C
	=	1,023.28	ppm	as SO 1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≥	360.00	ppm	as SO 1.0	atm	25.00	°C
		Must be treated further					

12 Hg (Mercury) concentration calculation

Mercury (Hg) from the standard of Chinese Ministry for Environmental Protection (MEP):
Emission standard of air pollutants for thermal power plants (GB 13223-2011)

Controlled Hg concentration	≤	0.030	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00 °C
at normal condition	≤	0.018	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00 °C
at soot blow condition	≤	0.024	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00 °C
Flue gas flow rate	=	192,644.10	m ³ /hr	at	1.0	atm	25.00 °C
Mercury load after ESP and spray tower	≤	0.0035	kg/hr				
Efficiency of ESP for dust removal	=	99.86	%				
So mercury load before ESP	=	2.5019	kg/hr				
Fuel consumption	=	25,800.00	kg fuel/hr				
Mercury content	≤	96.97	mg/kg fuel				
Select controlled mercury content in fuel	≤	90.00	mg/kg fuel				

Mercury content in fuel must be controlled to be less than 90 mg/kg.

13 Flue gas quality after boiler

Actual gas flow rate	=	282,827.46	m ³ /hr	at 1.0	atm	140.00	°C
Flue gas flow rate at O ₂ 7%, dry gas	=	192,644.10	m ³ /hr	at 1.0	atm	25.00	°C
Flue gas quality of dry gas at O ₂ 7 % and temperature 25 °C							

Parameters/Conditions	Calculation	Standard
Dust content - Normal operation	= 35,553.21 mg/m ³	≤ 80 mg/m ³
Dust content - Soot blow operation	= 46,930.23 mg/m ³	≤ 80 mg/m ³
NO _x	= 151.11 ppm	≤ 200 ppm
SO ₂	= 1,023.28 ppm	≤ 360 ppm
Hg	= 0.024 mg/m ³	≤ 0.03 mg/m ³

14 SOx control

Mix lime stone (CaCO₃) with coal and simultaneously feed to combustion chamber for SOx control

as shown in the following equation: $\text{CaCO}_3 + \text{SO}_2 + 0.5\text{O}_2 \rightarrow \text{CaSO}_4 + \text{CO}_2$

SO ₂ : CaCO ₃	=	0.64	kg/kg
SO ₂ loading	=	516.00	kg/hr
CaCO ₃ requirement	=	330.24	kg/hr
Excess CaCO ₃	=	1.20	
CaCO ₃ feeding	=	396.29	kg/hr
	=	15.36	kg/ton fuel

From the collected semi-annual air analysis reports of the existing plant that has been operated with the same process and treatment units are shown in the following table:

No.	Year	SO ₂ ppm	No.	Year	SO ₂ ppm
1st	2018	77.70	1st	2021	102.47
2nd	2018	4.60	2nd	2021	102.47
1st	2019	9.80	1st	2022	58.52
2nd	2019	9.90	2nd	2022	38.52
1st	2020	49.40			
2nd	2020	223.17			

From the previous table, maximum sulfur dioxide concentration was 223.17 in the second sampling of year 2020. So select to control SO₂ not exceed than 225 ppm.

Efficiency of CaCO ₃ fuel mixing	=	78.50	%					
Concentration of SO ₂ of inlet air	=	1,023.28	ppm	as SO	1.0	atm	25.00	°C
Concentration of SO ₂ of flue gas	=	220.01	ppm	as SO	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	360.00	ppm	as SO	1.0	atm	25.00	°C
		O.K.						

15 Cyclone

Cyclone efficiency (See cyclone calculation)	=	3.25	%					
For normal operation condition:								
Dust content of inlet air	=	35,553.21	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Dust content of flue gas	=	34,397.73	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	80.00	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
		Must be treated further						
For soot blow operation condition:								
Dust content of inlet air	=	46,930.23	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Dust content of flue gas	=	45,405.00	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	80.00	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
		Must be treated further						

16 Electrostatic Precipitator (ESP)

(1) Design criteria ^{(5), (6)}

Drift Velocity, ω _k	=	1.0-10	m/min
Channal Width, D	=	15-40	cm
Aspect Ratio, R	=	0.5-1.5	
Corona power Ratio, PC/Q	=	1.75-17.5	W/(m ³ /min)
Specific Collection Area, SCA	=	1.4-3.5	m ² / (m ³ /min)

(2) Specification of ESP

Plate Height, H	=	9.20	m						
Plate Long, L	=	7.00	m						
Drift Velocity, ω_k	=	10.00	m/min						
Channal Width, D	=	40.00	cm						
Gas Velocity, u	=	1.20	m/s						
Aspect Ratio, R	=	1.50							
Flue gas temperature at ESP	=	140.00	°C						
Flue gas flow rate at ESP	=	186,988.55	m ³ /hr	at	1.0	atm	0.00	°C	
	=	282,827.46	m ³ /hr	at	1.0	atm	140.00	°C	
Total Gas Flow Rate, Q	=	78.56	m ³ /s						

(3) ESP calculation

Number of Duct, Nd	=	Q/uDH							
	=	17.79	ducts						
Select number of Duct, Nd	=	40.00	ducts						
Number of Sections, Ns	=	RH/L							
	=	1.97	sections						
Select number of section	=	4.00	sections						
Actual Collection Area, As	=	2HNLNdNs							
	=	20,608.00	m ²						
Specific Collection Area, A/Q or SCA	=	$\frac{20,608.00}{78.56 \times 60}$	m ² /(m ³ /min)						
	=	4.37	m ² /(m ³ /min)						
ESP efficiency (h), use Matts-Ohnfeldt equation	=	$1 - \exp [- (\omega_k A / Q)^k]$; k = 0.5
	=	99.87	%						
Design efficiency	=	99.86	%						

For normal operation condition:

Dust content in flue gas	=	34,397.73	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Dust content in flue gas to ESP	=	48.16	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Dust content after ESP	=	80.00	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	O.K.						
Mercury content in flue gas								
Mercury content in flue gas to ESP	=	12.053	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Mercury content after ESP	=	0.017	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	0.030	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
		O.K.						

For soot blow operation condition:

Dust content in flue gas								
Dust content in flue gas to ESP	=	45,405.00	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Dust content after ESP	=	63.57	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	80.00	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
		O.K.						
Mercury content in flue gas								
Mercury content in flue gas to ESP	=	15.910	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Mercury content after ESP	=	0.022	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
Standard of Industrial Department of Thailand	≤	0.030	mg/m ³	at	1.0	atm	25.00	°C
		O.K.						

(4) Abnormal operation

Number of Duct, Nd	=	40.00	ducts
Number of section	=	4.00	sections
At abnormal operation, working section	=	4.00	sections
At abnormal operation, working section	=	3.00	sections
Efficiency of normal operation sections	=	99.86	%
Overall efficiency of ESP at abnormal operation	=	74.90	%

For abnormal operation condition:

Dust content in flue gas

Dust content in flue gas to ESP = 35,553.21 mg/m³ at 1.0 atm 25.00 °C

Dust content after ESP = 8,925.63 mg/m³ at 1.0 atm 25.00 °C

Mercury content in flue gas

Mercury content in flue gas to ESP = 12.053 mg/m³ at 1.0 atm 25.00 °C

Mercury content after ESP = 3.026 mg/m³ at 1.0 atm 25.00 °C

17 Flue gas quality after treatment units

Actual gas flow rate = 282,827.46 m³/hr at 1.0 atm 140.00 °C

Flue gas flow rate at O₂ 7%, dry gas = 192,644.10 m³/hr at 1.0 atm 25.00 °C

Flue gas quality of dry gas at O₂ 7 % and temperature 25 °C

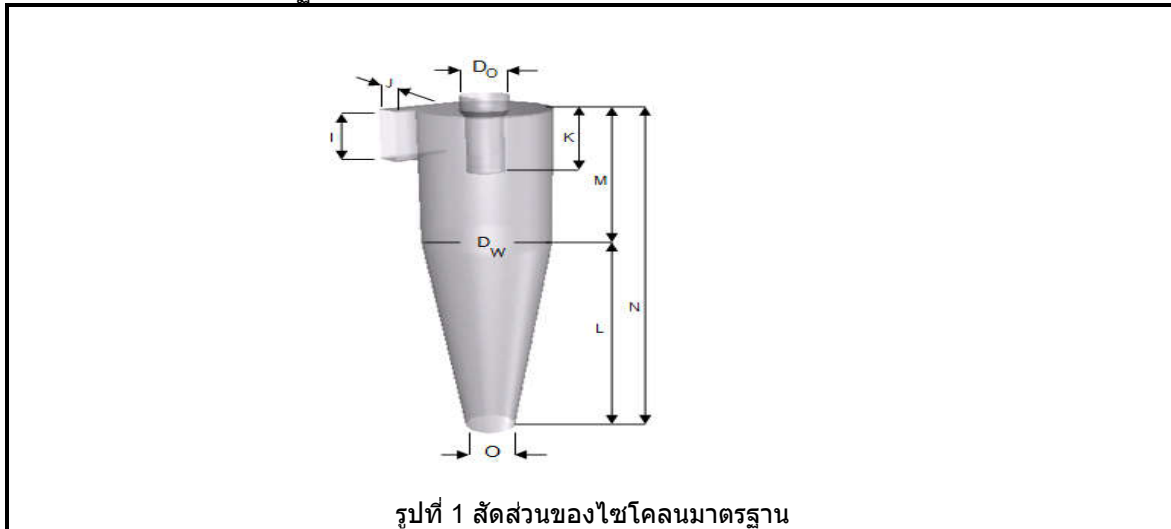
Parameters/Conditions	Calculation	Controlled	Standard
Dust content - Normal operation	= 48.16	50	≤ 80 mg/Nm ³
Dust content - Soot blow operation	= 63.57	64	≤ 80 mg/Nm ³
NO _x	= 151.11	160	≤ 200 ppm
SO ₂	= 220.01	225	≤ 360 ppm
Hg	= 0.024	0.024	≤ 0.03 ppm

References:

- (1) Channiwala, S. A., and Parikh P.P., (2002). *Fuel*, 81, 1051-1063.
- (2) Rudramoorthy, R, "Thermal Engineering", Tata McGraw-Hill, New Delhi, 2003, chapter 5, p. 205 - 230
- (3) From laboratory analysis.
- (4) Thermal engineering, Vol. 12. No. 2. December 2013, p. 23-27. "Expermental evalulation of the removal efficiencyof SO₂ in a spray tower using different spray nozzles.
- (5) C.David Cooper and F.C.Alley, Air Pollution Control:A Design Approach, Waveland Press,Inc.,1990
- (6) นพภาพร พานิช และคณะ, ตำราระบบบำบัดมลพิษอากาศ, กรมโรงงานอุตสาหกรรม, 2007
- (7) Ravi K. Srivastava et al., Nitrogen Oxides Emission Control Options for Coal-Fired Electric Utility Boilers, Journal of the Air & Waste Management Association, 2005.
- (8) Kenichi Ochi et al., Latest Low-NOx Combustion Technology for Pulverized-coal-fired Boilers, Hitachi Review Vol. 58 (2009), No. 5, p. 187-193.

รายการคำนวณไซโคลนกำจัดฝุ่นขนาด 52 ลบ.ม./วินาทีที่สภาวะมาตรฐาน

1 ขนาดของไซโคลนมาตรฐาน



1.1 การหาขนาดของไซโคลน

พท.หน้าตัดช่องเปิดที่เข้าสู่ไซโคลน, A	=	Q / Vi	
ความเร็วของก๊าซที่เข้าสู่ไซโคลน, Vi	=	5.0 - 25.0	ม./วินาที
เลือกความเร็วออกแบบ	=	20.00	ม./วินาที
อัตราการไหลของก๊าซที่ต้องบำบัดที่ 0 องศา. 1 บรรยากาศ	=	186,988.55	ลบ.ม./ชม.
	=	51.94	ลบ.ม./วินาที
อัตราการไหลของก๊าซที่ต้องบำบัดที่ 140 องศา. 1 บรรยากาศ	=	282,827.46	ลบ.ม./ชม.
	=	78.56	ลบ.ม./วินาที
เลือกออกแบบไซโคลนที่อัตราการไหลของก๊าซ ที่สภาวะใช้งาน	=	80.00	ลบ.ม./วินาที
อัตราการไหลออกแบบที่สภาวะมาตรฐาน	=	54.20	ลบ.ม./วินาที
จำนวนไซโคลน	=	2.00	ชุด
อัตราการไหลของก๊าซที่เข้าสู่ไซโคลน, Q	=	40.00	ลบ.ม./วินาที/ชุด
ดังนั้น พท.หน้าตัดช่องเปิด, A	=	40 / 20	ตร.ม.
	=	2.00	ตร.ม.

ความสูงช่องเปิด (I)	=	2.00	ม.
ความกว้างช่องเปิด (J)	=	1.00	ม.
พื้นที่ช่องเปิด (A)	=	I x J	
	=	2.00	ตร.ม.
เส้นผ่าศก.ของไซโคลน (Dw)	=	3.95	ม.
ความสูงของไซโคลนของทรงกระบอกช่วงบนของไซโคลน (M)	=	5.50	ม.
ความสูงของไซโคลนช่วงกรวยล่าง (L)	=	3.50	ม.
เส้นผ่าศก.ทางออก (Do)	=	1.50	ม.
ความยาวของท่อทางออกที่ยื่นเข้ามาในตัวไซโคลน (K)	=	2.80	ม.
เส้นผ่าศก.ปลายล่างสุดของกรวย (O)	=	0.45	ม.

1.2 ความดันลด (Head loss) ของก๊าซที่ไหลผ่านไซโคลน

ความดันลด (Head loss) ของก๊าซที่ไหลผ่านไซโคลน, ΔP	=	$\{ \rho_f V_i^2 / 2g \} \times \{ (K_c \cdot I \cdot J \cdot D_w^{0.5}) / (D_o^2 (M+L)^{0.5}) \} \times 1/\rho_w$	
อุณหภูมิอากาศขาเข้า	=	140.00	องศาเซลเซียส
ρ_f , ความหนาแน่นของก๊าซ	=	0.8432	กก./ลบ.ม.
V_i , ความเร็วของก๊าซขาเข้า	=	20.00	ลบ.ม./วินาที
g , ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก	=	9.81	ม./วินาที ²
K_c , ค่าคงที่, กรณีช่องทางเข้าปกติไม่มีแผ่นบังคับการไหล	=	32.00	
I, ความสูงของช่องทางเข้า	=	2.00	ม.
J, ความกว้างของช่องทางเข้า	=	1.00	ม.
Dw, เส้นผ่าศก.ของทรงกระบอกช่วงบนของไซโคลน	=	3.95	ม.
Do, เส้นผ่าศก.ของช่องทางออก	=	1.50	ม.
M, ความสูงของไซโคลนของทรงกระบอกช่วงบนของไซโคลน	=	5.50	ม.
L, ความสูงของไซโคลนช่วงกรวยล่าง	=	3.50	ม.
N, ความสูงทั้งหมดของไซโคลน (M+L)	=	9.00	ม.
ρ_w , ความหนาแน่นของน้ำ	=	1,000.00	กก./ลบ.ม.
แทนค่าลงในสมการ, ความดันลดของก๊าซที่ไหลผ่านไซโคลน	=	0.324	ม.น้ำ
	=	323.94	มม.น้ำ

1.3 ประสิทธิภาพในการแยกฝุ่น

No, รอบการหมุนวนประสิทธิภาพ (No. of effective turns)	=	$[M + (N-M)/2]$	
(ปกติอยู่ระหว่าง 4 - 10 รอบ)	=	3.63	รอบ
dpc, ขนาดตัดของฝุ่นที่เข้าสู่ไซโคลน	=	$\left(\frac{9 \mu_s J}{2 \pi N_o V_i (\rho_D - \rho_f)} \right)^{0.5}$	

คำนวณที่อุณหภูมิอากาศขาเข้า	=	140.00	องศาเซลเซียส
μ_s , ความหนืดของอากาศ	=	0.00002369	กก./ม.-วินาที
J, ความกว้างของช่องทางเข้า	=	1.00	ม.
V_i , ความเร็วของก๊าซขาเข้า	=	20.00	ลบ.ม./วินาที
ความหนาแน่นของฝุ่นที่เกิดจากการเผาไหม้ของถ่านหิน	=	35 - 50	ปอนด์/ลบ.ฟุต
ρ_D , ความหนาแน่นของอนุภาค/ฝุ่นที่เข้าสู่ไซโคลน สมมติ	=	45.00	ปอนด์/ลบ.ฟุต
	=	720.83	กก./ลบ.ม.
ρ_f , ความหนาแน่นของก๊าซ	=	0.8432	กก./ลบ.ม.
แทนค่าลงในสมการ, dpc	=	0.0000255	ม.
	=	25.50	ไมครอน
ประสิทธิภาพในการกำจัดอนุภาคฝุ่นแต่ละขนาด, η_i	=	$1 / (1 + dpc/dp_i)$	
เมื่อ dp_i คือ ขนาดของอนุภาค			
ประสิทธิภาพรวม, η_T	=	$\sum \eta_i W_i$	
เมื่อ W_i คือ มวลหรือน้ำหนักของอนุภาค	=	% mass of dp_i	
ประสิทธิภาพของไซโคลนแสดงดังตารางที่ 2			

ตารางที่ 2 ประสิทธิภาพของไซโคลน

ขนาดเฉลี่ย (dpi)	มวลสะสม*	$(dpc/dp_i)^2$	ประสิทธิภาพ, η_i	W_i	$\eta_i W_i$
ไมครอน	%			%	%
10	100.00	6.50	0.13	10.00	1.33
6	90.00	18.06	0.05	30.00	1.57
2.5	60.00	104.01	0.01	35.00	0.33
0.5	25.00	2,600.31	0.00	25.00	0.01
				$\sum \eta_i W_i$	3.25

ดังนั้น เลือกคำนวณประสิทธิภาพของไซโคลนที่ = 3.25 %

หนังสือรับรองของผู้ประกอบวิชาชีพวิศวกรรมควบคุม

เขียนที่ 19/139 ขอยนวลจันทร์ 56 นวลจันทร์ บึงกุ่ม กทม.

วันที่ 30 เดือน มิถุนายน พ.ศ. 2566

โดยหนังสือฉบับนี้ ข้าพเจ้า [REDACTED] อายุ 48 ปี เชื้อชาติ ไทย
สัญชาติ ไทย อยู่บ้านเลขที่ 290 หมู่ที่ 3 ถนน ลำปาง-แจ้ห่ม ตรอก/ซอย -
ตำบล วิเชตนคร อำเภอ แจ้ห่ม จังหวัด ลำปาง ที่ทำงาน -
โทรศัพท์ที่บ้าน [REDACTED] ที่ทำงาน - ได้รับอนุญาตให้ประกอบวิชาชีพวิศวกรรมควบคุม
ประเภท สามัญวิศวกร สาขา สิ่งแวดล้อม แขนง - [REDACTED]
และขณะนี้ไม่ถูกเพิกถอนใบอนุญาตประกอบวิชาชีพ

ขอรับรองว่า ข้าพเจ้าเป็นผู้รับผิดชอบตามพระราชบัญญัติวิชาชีพวิศวกรรม พ.ศ.2542 โดยข้าพเจ้าเป็นผู้ออกแบบและ
คำนวณ ระบบบำบัดอากาศและรายการคำนวณคุณภาพอากาศจากหม้อไอน้ำขนาด 130 ตัน/ชม. จำนวน 1 ระบบ
เพื่อใช้เป็น ระบบบำบัดอากาศ ของ บริษัท อินเตอร์ แอซิฟิค เปเปอร์ จำกัด โฉนดเลขที่ -
เลขที่ 99 ซอย ราชวิถี 4 หมู่ - ถนน - ตำบล บางพลวง อำเภอ บ้านสร้าง
จังหวัด ปราจีนบุรี ตามแผนผังบริเวณ, แบบก่อสร้าง, รายการก่อสร้าง ที่ข้าพเจ้าได้ลงนามรับรองไว้ ซึ่งแนบมาพร้อม
เรื่องราวขออนุญาตปลูกสร้าง

เพื่อเป็นหลักฐาน ข้าพเจ้าได้ลงลายมือชื่อไว้เป็นสำคัญ

