บทที่ 3

การออกแบบระบบต่าง ๆ

ระบบต่าง ๆ ในโรงงานต้นแบบนี้ ได้ถูกแบ่งออกเป็นหน่วยปฏิบัติการย่อย ๆ (Unit Operation) ได้ 8 ชุด มีรายละเอียดดังต่อไปนี้

3.1 การออกแบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

3.2 การออกแบบสครับเบอร์

3.3 การออกแบบหอดูดคาร์บอนไดออกไซด์

3.4 การออกแบบหอกลั่นสารดูดคาร์บอนไดออกไซด์

3.5 การอกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

3.6 การออกแบบหม้อต้มซ้ำ

3.7 การออกแบบเครื่องควบแน่น

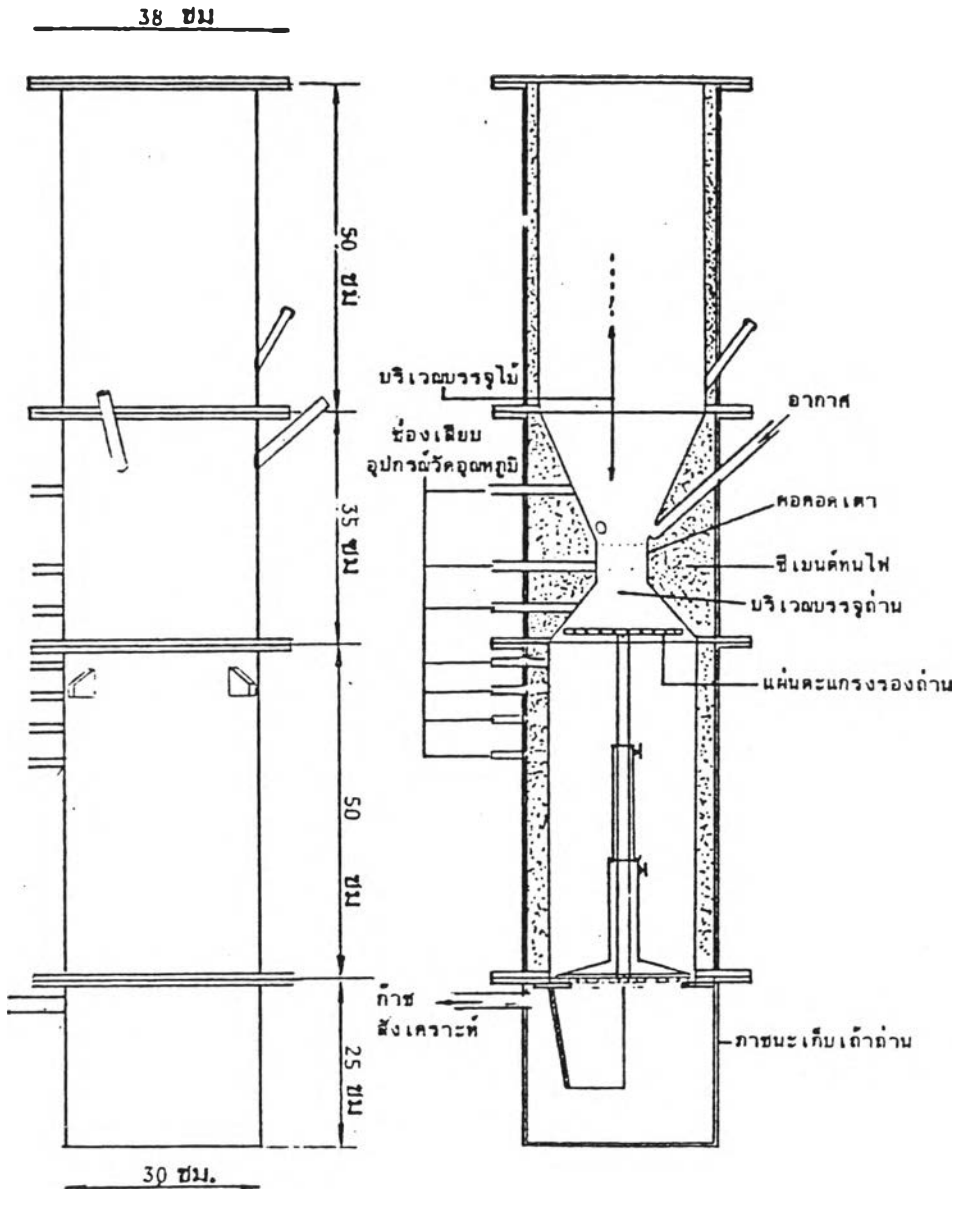
3.8 การออกแบบหอดูดความชื้น

3.1 การออกแบบเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

เนื่องจากไม่มีทฤษฎีในการออกแบบที่ชัดเจน จึงจำเป็นต้องตั้งสมมติฐานเพื่อเป็นหลักในการออกแบบ ได้เลือกสมมติฐานดังนี้

ได้เลือกแบบเตาของนายพิเชษฐ ชุมทรัพย์ [4] และข้อมูลที่ 5 เป็นจุดเริ่มต้นการออกแบบ รูปที่ 3.1 แสดงเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงที่นายพิเชษฐ์ ใช้ศึกษา เลือกอัตราเร็วของแก๊สที่ 40 ลบ.เมตร/ชม. เพราะได้ค่า $CO + H_2$ มีเปอร์เซ็นต์สูงสุด จากตารางที่ 5.1 และได้ข้อมูลดังต่อไปนี้

อัตราไหลแก๊ส 40 ลบ.เมตร/ชม., เส้นผ่าศูนย์กลางคอคอด 140 มม. ความยาวช่วงรีดักชั่น 200 มม. เส้นผ่าศูนย์กลางภายในส่วนรีดักชั่น 250 มม.



รูปที่ 3.1 ส่วนต่าง ๆ ภายในของเตาปฏิกรณ์ผลิตแก๊สเชื้อเพลิง
ที่ นายพิเชฐ ชุมทวีพย์ ใช้ทดลอง

ตารางที่ 3.1 อุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆ ของเตาผลิตแก๊ส และผลการวิเคราะห์แก๊สเชื้อเพลิงด้วย Gas Chromatograph ของการทดลองชุดที่ 5

อัตราการไหลของแก๊สเชื้อเพลิง (ลบ.ม./ชม.)	อุณหภูมิที่ตำแหน่งต่าง ๆ ของเตาผลิตแก๊ส (°ซ) ตำแหน่งที่				ปริมาณแก๊สต่าง ๆ ของแก๊สเชื้อเพลิง (% โมล)					
	1	2	3	4	CO	CH_4	H_2	CO_2	N_2	O_2
5	310	720	280	53	12.68	1.29	4.78	6.96	70.04	4.25
9	356	856	396	53	14.19	1.65	5.56	7.91	66.77	3.92
13	470	923	498	74	16.20	1.92	6.05	7.38	65.10	3.35
17	522	987	683	128	16.95	1.99	6.52	7.91	63.81	2.82
20	490	1002	720	238	18.34	2.14	8.20	7.40	61.72	2.20
25	528	1044	778	370	19.31	2.01	8.90	7.62	60.75	1.41
30	520	1065	803	457	19.90	1.83	10.34	7.1	59.97	0.86
35	501	1109	882	540	21.50	1.40	11.22	7.29	57.76	0.83
40	503	1156	901	650	22.34	1.18	11.55	6.39	57.48	1.06
43	489	1210	936	721	21.75	1.08	12.68	6.75	56.8	0.93

ขนาดภายในของเตาที่ออกแบบจะใช้การขยายขนาดของเตาดังกล่าว โดยไม่มีข้อจำกัดดังต่อไปนี้

ก. แก๊สเชื้อเพลิงที่ออกจากเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์ มีอัตราการไหล 45 ลบ.เมตร/ชม.

ข. ขนาดที่ทำงานของเตาต้องไม่เกิน กว้าง 3 เมตร, ยาว 3 เมตร, สูง 7 เมตร เพื่อที่จะสามารถบรรจุอยู่ภายในพื้นที่ของห้องปฏิบัติการวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ค. สามารถเดินเครื่องต่อเนื่อง 24 ชั่วโมง

ง. ใช้อากาศในการเผาไหม้

จ. วัสดุที่ใช้ สามารถหาได้ภายในประเทศไทย

ฉ. เชื้อเพลิงที่ใช้เป็นขี้เลื่อย เศษไม้ ถ่านไม้

ช. สามารถผลิตแก๊สสังเคราะห์ที่มีองค์ประกอบของคาร์บอนมอนนอกไซด์รวมกับไฮโดรเจนสูง

ในการออกแบบได้เลือกใช้ช่วงเวลา 8 ชั่วโมง สำหรับการเติมเชื้อเพลิง เนื่องจากจะทำการเดินเครื่องเป็น 3 กะ กะละ 8 ชั่วโมง

แบบการไหลของแก๊สในเตาผลิตแก๊สเชื้อเพลิงนี้ ได้ออกแบบให้มีการไหลแบบขึ้น-ลง โดยจะให้การเผาไหม้มีการไหลแบบแก๊สไหลลง (Down draft) และในช่วงรีดักชั่นจะไหลแบบขึ้น (Up draft) การคำนวณ (ภาคผนวก ก.1) หาขนาดช่องเปิดของส่วนเผาไหม้ ได้ระยะห่าง 25 มม. หรือประมาณ 1 นิ้ว ช่องใส่ถ่านตรงกลางมีขนาด 205 มม.

ปริมาตรของเตาที่ได้จากการคำนวณ (ภาคผนวก ก.1) มีขนาด 0.479 ลบ.เมตร ได้เลือกใช้เตาเป็นรูปทรงกระบอก มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 1,000 มม. สูง 2,000 มม. เมื่อก่อปูนทนไฟแล้ว ปริมาตรจะลดลง 2/3 ได้ค่าปริมาตรภายในของเตา 0.523 ลบ.เมตร เท่ากับค่าที่ออกแบบไว้

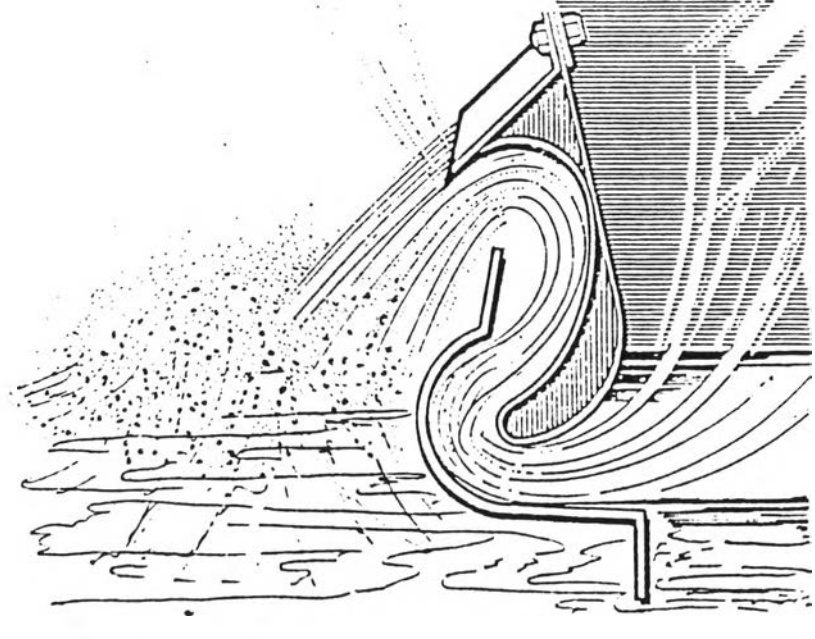
ช่องเติมเชื้อเพลิงจะออกแบบให้มีการป้องกันการรั่วไหลเข้าของอากาศทางช่องที่เปิดคือ ใช้ระบบฝา 2 ชั้น เมื่อต้องการเปิดชั้นนอกจะปิดชั้นในก่อน ป้องกันอากาศไหลเข้าขณะเติมเชื้อเพลิง

เตาสังเคราะห์แก๊สเชื้อเพลิงจะมีขนาดดังต่อไปนี้

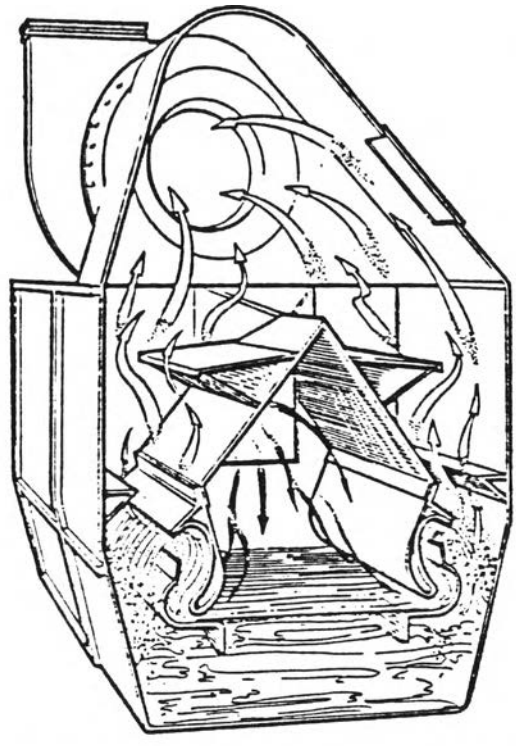
1. เส้นผ่าศูนย์กลาง 1,000 มม.
2. สูง 2,000 มม.
3. ภายในก่ออิฐทนไฟและปูนทนไฟเป็นทรงกรวย
4. ช่องรีดักชั่น มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 255 มม. สูง 1,500 มม.
5. ช่องเปิดส่วนเผาไหม้เป็นรูปวงแหวน
   เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก 255 มม.
   เส้นผ่าศูนย์กลางภายใน 205 มม.

3.2 การออกแบบสครับเบอร์

แบบที่สร้างได้ง่ายและมีราคาถูก สะดวกในการปฏิบัติงาน คือ แบบออริฟิส สครับเบอร์ ตามรูปที่ 3.2 และ 3.3



รูปที่ 3.2 การเกิดสนองภายในสครับเบอร์ (Robert Jones) [9]



รูปที่ 3.3 การเกิดละอองภายในสครับเบอร์ [9]

ออริฟิสสครับเบอร์ (Orifice Scrubber) เป็นแบบที่ใช้กันอย่างกว้างขวาง เหมาะสำหรับแก๊สที่มีความเร็วสูง ๆ โดยแก๊สจะกระทบกับน้ำแตกกระจายเป็นฝอยผ่านช่องเปิด กระทบกับแผ่นข้าง จะทำให้ฝุ่นละอองถูกจับอยู่ และสะสมในถังสครับเบอร์ ตารางที่ 3.2 แสดงขนาดของหยดน้ำและฝุ่นที่จับได้ในออริฟิสสครับเบอร์ จึงได้เลือกค่าความเร็ว

ตารางที่ 3.2 ขนาดของหยดน้ำและฝุ่นที่จับได้ในออริฟิสสครับเบอร์ (Orifice Scrubber)

ความเร็วของอากาศ (ฟุต/วินาที)	ขนาดของหยดน้ำ (ไมครอน)	ขนาดของฝุ่นที่จับได้ (ไมครอน)
5	366	>5
100	205	>2
200	125	>1
400	72	เล็กกว่า 1 ไมครอน
600	58	เล็กกว่า 1 ไมครอน

ที่ต่ำที่สุด คือ 5 ฟุต/วินาที เป็นขั้นต่ำสุดของการออกแบบ เมื่อออกแบบแล้วพบว่าความเร็วที่ได้คือ 13.5 ฟุต/วินาที จะเพียงพอสำหรับความต้องการ (ช่องเปิดมีขนาด 10 มม. ยาว 152 มม. จำนวน 2 ช่อง) ได้เลือกทองแดงเป็นตัวถังของสครับเบอร์ ความหนา 2 มม. เพื่อป้องกันการผุกร่อน และง่ายต่อการขึ้นรูปขนาดต่าง ๆ ของสครับเบอร์ มีดังรูปที่ 3.4

3.3 การออกแบบหอดูดคาร์บอนไดออกไซด์

สภาพของแก๊สสังเคราะห์ในกระบวนการมีแก๊สกรดชนิดเดียว คือ คาร์บอน-ไดออกไซด์ ไม่มีสารประกอบอื่นของกำมะถันเจือปน และปฏิบัติการที่ความดันปกติ (Normal pressure) จึงเลือกสารละลายโมโนเอททาโนลามีนเป็นสารดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เพื่อป้องกันการกัดกร่อนและเพื่อประสิทธิภาพในการดูดซึม จะเลือกสารละลายขนาด 2.5 N หรือ 15.3 เปอร์เซ็นต์ โดยน้ำหนัก

แบบของหอดูดซึม ได้เลือกหอดูดซึมแบบแพค (Pack Column) เพื่อให้มีความดันลดน้อย ง่ายต่อการสร้าง ได้เลือกแพคกิ้งที่ทำจากท่ออะลูมิเนียมขนาด 12 มม. เพราะราคาถูก

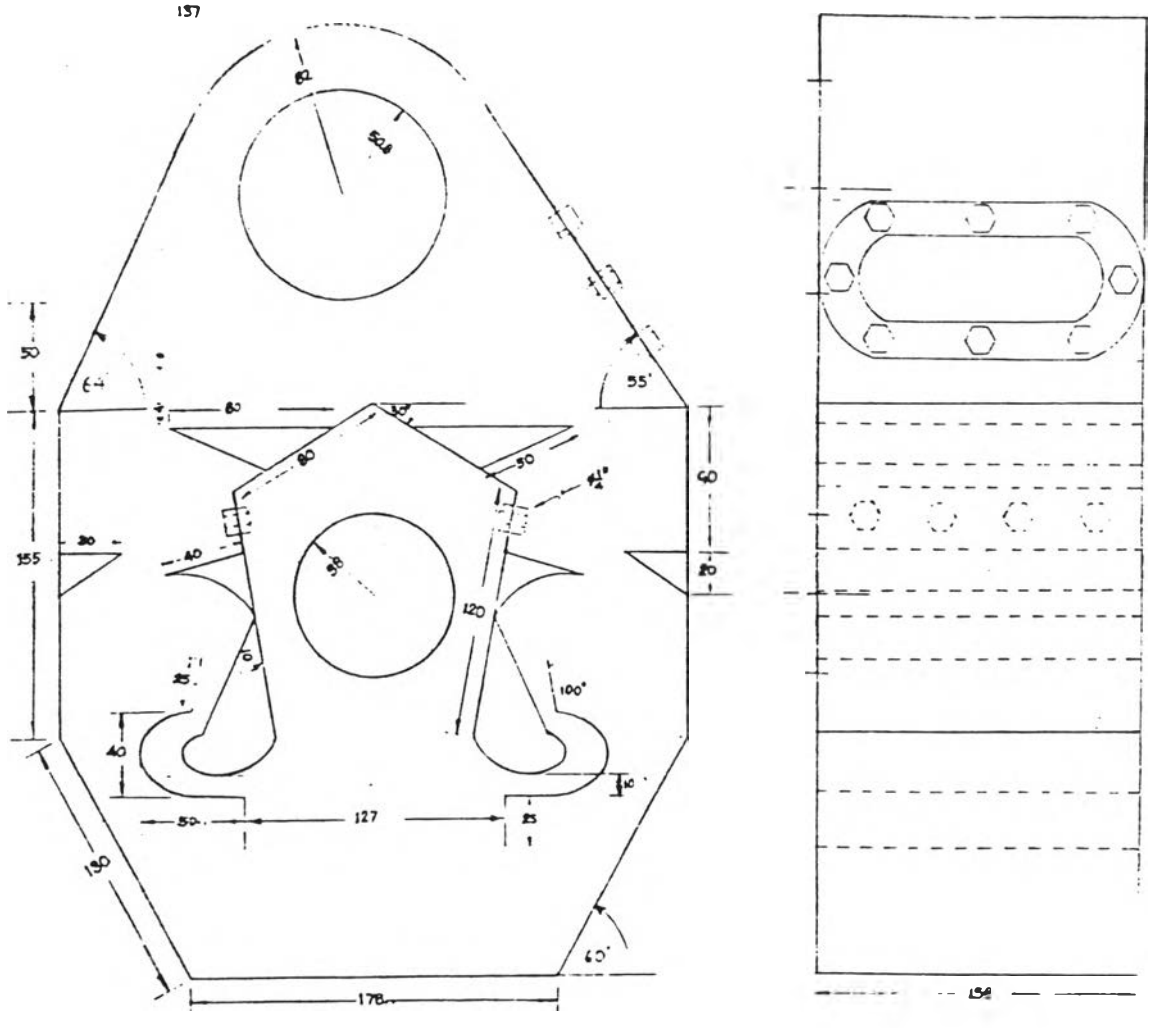
การออกแบบได้คิดที่ค่าสภาวะคงที่ (Steady state) จะทำการคำนวณหาเส้นผ่าศูนย์กลางของหอ โดยใช้รูปที่ 3.5 หาค่าความเร็วของแก๊สต่อหน่วยพื้นที่ของหอที่จะทำให้เกิดการท่วมทัน (Flooding) แล้วเลือกค่าเส้นผ่าศูนย์กลางหอที่ความเร็ว 50 เปอร์เซ็นต์ ของค่าท่วมทัน เมื่อหาขนาดของหอได้แล้วจึงหาความสูงของหอ จากสมการ (3.1) [19]

$$h = H_{oG} \cdot N_{oG} \qquad (3.1)$$

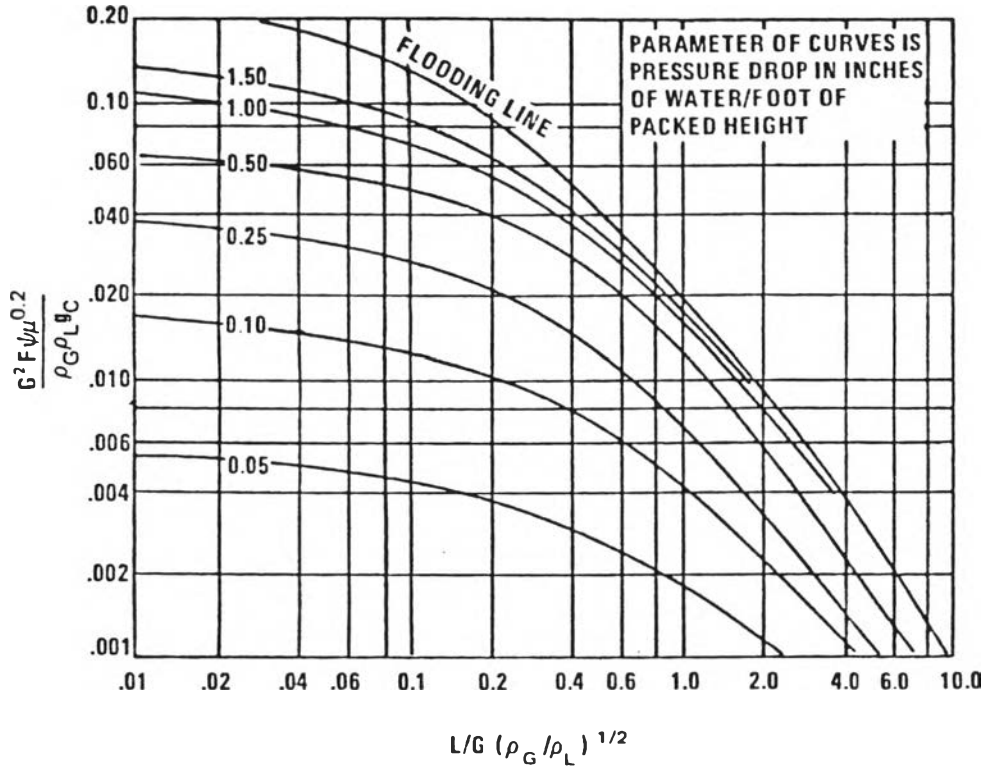
เมื่อกำหนดว่า อัตราการไหลของแก๊สคงที่ตลอดหอ จะได้สมการ (3.2) [12]

$$h = G_M/(K_{GA}P) \int_{y_2}^{y_1} dy/(y-y_M) \qquad (3.2)$$

หอสมุดกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ ข.4 แสดงรายละเอียดของแผ่นเพลต



L = LIQUID RATE, LB/SEC, SQ FT
G = GAS RATE, LB/SEC, SQ FT
ρ_L = LIQUID DENSITY, LB/CU FT
ρ_G = GAS DENSITY, LB/CU FT
F = PACKING FACTOR
μ = VISCOSITY OF LIQUID, CENTIPOISE
ψ = RATIO, DENSITY OF WATER/DENSITY OF LIQUID
g_c = GRAVITATIONAL CONSTANT = 32.2

รูปที่ 3.5 ความสัมพันธ์ในการหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางหอแพคกิ้ง [12]

ค่า K_{Ga} สามารถหาได้จากสมการ (3.3) [12]

$$K_{Ga} = F(L/u)^{2/3}[(1+5.7)(C_{-}-C)M_{-}^{(0.0067T-3.4P)}] \quad (3.3)$$

เมื่อได้ค่าต่าง ๆ แล้ว จะแบ่งความสูงตามความเหมาะสม การคำนวณในภาคผนวก ก.3 ได้ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางของหอ 205 มม. (8 นิ้ว) ส่วนแพคสูง 3.55 เมตร ซึ่งจะแบ่งเป็น 6 ชั้น ชั้นละ 580 มม. เพื่อให้การกระจายของสารละลายเป็นไปอย่างทั่วถึง และมีการสัมผัสกับแก๊สเป็นอย่างดี ไม่เกิดการไหลติดด้านข้าง (Channeling flow) ออตโต แฟรงค์ (Otto Frank) [12] ได้แนะนำให้มีแผ่นกระจายสารเคมีในระหว่างชั้น (Redistributor) ได้เลือกแผ่นทองเหลืองเจาะรูใส่ท่อทองแดง เพื่อเป็นแผ่นกระจายสารเคมี

รายละเอียดหอดูดซึม

อัตราการไหลของแก๊สขาเข้า	45	ลบ.เมตร/ชั่วโมง
อัตราสารละลายไหลเข้า	760	ปอนด์/ชั่วโมง
ความเข้มข้นสารโมโนเอททาโนลาไมน์	2.5	โมล/ลิตร
	(15.3% โดยน้ำหนัก)	
อัตราการดูดซับคาร์บอนไดออกไซด์	226.49	โมล/ชั่วโมง
หอมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง	205	มม. (8 นิ้ว)
วัสดุทำหอ	ท่อเหล็กชุบสังกะสี	
	(Galvanize Steel Pipe)	
จำนวนชั้นของแพคกิ้ง	6	ชั้น
ความสูงของชั้นแพคกิ้ง	580	มม.
ความสูงของหอที่ใส่แพคกิ้ง	675	มม.
ขนาดแพคกิ้งเส้นผ่าศูนย์กลาง	12 มม. ยาว 12 มม.	
วัสดุทำแพคกิ้ง	อะลูมิเนียม	
ความดันปฏิบัติการ	1	บรรยากาศ
อุณหภูมิปฏิบัติการ	40	องศาเซลเซียส

3.4 การออกแบบหอกลั่นสารดูดคาร์บอนไดออกไซด์

การออกแบบจะหาขนาดของหอ จากรูปที่ ก.5 โดยการหาค่า $(L/G)(\rho_v/\rho_L)^{1/2}$ จะได้ค่า K_1 = ø.ø2 แล้วจะคำนวณหาความเร็วที่ฟลัดดิ้ง เมื่อคิดค่าออกแบบที่ 3ø เปอร์เซ็นต์ ของความเร็วฟลัดดิ้ง จะได้ค่าเส้นผ่าศูนย์กลางของหอกลั่น จากนั้น จะคำนวณหาจำนวนชั้นที่ต้องการ โดยใช้ไดอะแกรมของแมคเคบ-ทีล (Mc Cabe - Thiele diagram) ดังรูปที่ ก.9, ก.1ø ซึ่งได้มาจากการสร้างเส้นสมดุลย์ ไอ-ของเหลว จาก $y = x/[1+(\alpha-1)x]$ ค่า α เป็นค่าเฉลี่ยทางเรขาคณิต (Geometric average) ของค่าการระเหยสัมพัทธ์ (Relative Valatility) จากนั้น จะทำสมดุลย์มวลสารหาค่าสัดส่วนโมลของส่วนที่ออกจากเครื่องควบแน่น, X_d และส่วนที่ออกจากหม้อต้มซ้ำ X_b จากนั้น หาจุดตัดของ 2 ค่านี้บนเส้นทะแยง (Diagonol line) ลากเส้นจาก X_d ไปยังแกน y ด้วยความลาด L/V ตัดกับเส้น q/(q-1) โดย q หาจากปริมาณความร้อนที่ใช้ ทำให้ 1 โมลสารที่ป้อนเข้ากลายเป็นไอ/ความร้อนแฝงของสารที่ป้อนเข้า เส้นคิวจะตัดกับเส้นความชัน L/V ที่จุดป้อนสาร จากนั้นเชื่อมจุดนี้กับ X_b จะหาจำนวนชั้นได้ 9 ชั้น จากการคำนวณในภาคผนวก ก.4

จำนวนชั้นสมดุลย์ของหอกลั่นแยกนี้ ปกติใช้ตามประสบการณ์มากกว่าการคำนวณ โดยหอกลั่นแยกของระบบนี้ใช้สารละลายโมโนเอททาโนลาไมน์ ใช้จำนวนชั้น 12-2ø ชั้น ในช่วงใต้จุดป้อนเข้า และ 2-6 ชั้น เหนือจุดป้อนเข้า เพื่อป้องกันการระเหยของสารละลาย [12]

ชนิดของเพลท (Plate) ใช้ชนิดเพอฟอเรตเต็ดเพลท (Perforated Plate หรือ Sieve Plate) แบบมีช่องทางลง (Down Comer) แบบท่อ เพราะสร้างได้ง่ายกว่าแบบอื่น ราคาในการก่อสร้างถูกว่า และประสิทธิภาพก็ดี

รายละเอียดในการคำนวณตามภาคผนวก ก.4 ได้เส้นผ่าศูนย์กลางของหอกลั่น 152 มม. เลือกเอาสเปซซิง (Tray spacing) 228 มม. ใช้เพอฟอเรตเต็ดเพลทหนา 3 มม. จำนวน 2ø เพลท จุดป้อนเข้า (feed point) ที่เพลทที่ 3

รายละเอียดหอกลั่นแยก (Stripper)

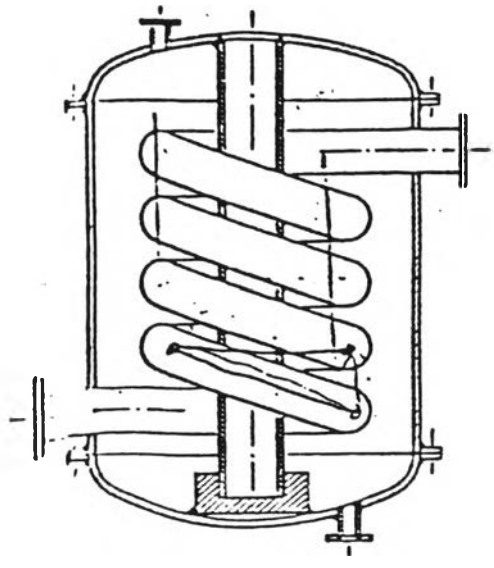
เส้นผ่าศูนย์กลางหอ	152	มม.
ระยะห่างระหว่างหอ	230	มม.
พื้นที่ใช้งาน, A_n	0.1566	ตร.ฟุต
พื้นที่รู, A_H	0.0219	ตร.ฟุต
พื้นที่ช่องทางลง, A_d	0.01957	ตร.ฟุต
พื้นที่รูต่อพื้นที่ใช้งาน, Ah/	0.14	
พื้นที่ช่องทางลงต่อพื้นที่ชั้น, Ad/A	0.1	
ขนาดรู	3	มม.
ความยาวแผ่นกั้น, lw	110	มม.
ความสูงแผ่นกั้น, hw	20	มม.

3.5 การออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

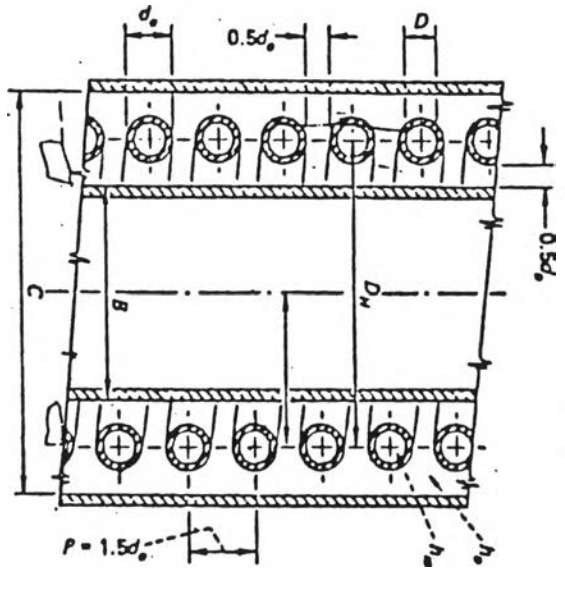
ในการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของสาร จากหอกลั่นกับสารโมโนเอททาโนลามีนที่จะเข้าหอกลั่น ซึ่งจะเรียกว่าโมโนเอททาโนลามีน เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของลีน-ริช (lean-Rich Heat exchanger) และเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของสารโมโนเอททาโนลามีนจากหอกลั่นกับน้ำเย็น ซึ่งจะเรียกว่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของริช-น้ำเย็น (Rich-Water Heat exchanger) ทั้ง 2 ชุดนี้ ได้ออกแบบให้ใช้แบบท่อเกลียว (Helical-coil) เพราะเป็นแบบที่สร้างง่าย ราคาถูก ให้ความดันลดต่ำ ประหยัดพื้นที่ รูปที่ 3.6 และรูปที่ 3.7 แสดงภาพเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขด

การคำนวณหาความยาวของคอยล์ หาได้จากสมการ (3.4)

$$L = N\sqrt{(2\pi r)^2+P^2} \qquad (3.4)$$



รูปที่ 3.6 ลักษณะภายในของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขด



รูปที่ 3.7 ลักษณะภายในของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อขด

ปริมาตรของท่อชดที่ใช้หาได้จากสมการ (3.5)

$$V_c = (\pi/4)D_o^2 L \qquad (3.5)$$

ปริมาตรของปลอกวงแหวน หาได้จากสมการ (3.6)

$$V_s = (\pi/4)(C^2-B^2)PN \qquad (3.6)$$

ปริมาตรของของเหลวนอกท่อในช่องวงแหวน จะเป็นดังสมการ (3.7)

$$V_f = V_s - V_c \qquad (3.7)$$

เส้นผ่าศูนย์กลางของเปลือกนอกที่เทียบค่ากับปริมาตร V_f จะเป็นดังสมการ(3.8)

$$D_s = 4V_f/\pi d_o L \qquad (3.8)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนในวงแหวน (h_o) สามารถคำนวณได้จากสมการทั้ง 2 คือ (3.9), (3.10) สำหรับค่าเรย์โนลด์ (Reynolds Number) ในช่วง 50-10,000 จะได้สมการ (3.9)

$$h_o D_s/k = 0.6\, N_{Re}^{0.5}\, N_{Pr}^{0.31} \qquad (3.9)$$

สำหรับค่าเรย์โนลด์ที่สูงกว่า 10,000 จะใช้สมการ (3.10)

$$h_o D_s/k = 0.36\, N_{Re}^{0.55}\, N_{Pr}^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} \qquad (3.10)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนในด้านชดท่อ (h_{io}) หาได้จาก

$$h_{io} = h_{ic}(D/d_o) \qquad (3.11)$$

ซึ่ง h_{ic} หาจากรูปที่ ก.11 คำนวณหาค่า h_i แล้วหา h_{ic} จากสมการ (3.12)

$$h_{ic} = h_i[1+3.5(D/D_H)] \quad (3.12)$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนรวม หาได้จากสมการ (3.13)

$$1/U = (1/h_o)+(1/h_{io})+(x/k_c)+R_t+R_s \quad (3.13)$$

ได้พื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อนจากสมการ (3.14)

$$A = Q/U\Delta T_c \quad (3.14)$$

การหาจำนวนรอบ จะหาจากสมการ (3.15)

$$N = A[\pi d_o(L/N)]^{-1} \quad (3.15)$$

ในการคำนวณภาคผนวก ก.5.1 ได้ขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน เป็น ดังนี้

แบบ	ท่อเกลียว	
เส้นผ่าศูนย์กลางวงนอก	355.6	มม. (14 นิ้ว)
เส้นผ่าศูนย์กลางวงใน	273	มม.
เส้นผ่าศูนย์กลางท่อทองแดง	19	มม.
ความหนาท่อทองแดง	1	มม.
อัตราการไหลของเหลวในท่อร้อน	345	กก./ชม.
อัตราการไหลของเหลวในท่อเย็น	333	กก./ชม.
อัตราการถ่ายเทความร้อน	9,960	กิโลแคลอรี่/ชม.
จำนวนขดท่อ	47	รอบ
ความสูง	1,371.6	มม.

3.6 การออกแบบหม้อต้มซ้ำ

การออกแบบนี้ ได้ใช้วิธีลัด (Short Cut) ในการคำนวณหาปริมาณความร้อนของหม้อต้มซ้ำที่ต้องการ จากสมการ (3.16) [21]

ปริมาณความร้อน = 72,000 x อัตราการไหล (แกลลอน/นาที) (3.16)

และหาพื้นที่ของท่อในหม้อต้มซ้ำ จากสมการ (3.17)

พื้นที่ (ตารางฟุต) = 11.3 x อัตราการไหล (แกลลอน/นาที) (3.17)

การคำนวณในภาคผนวก 3.6 ได้สรุปผลการคำนวณขนาดของหม้อต้มซ้ำ ดังนี้

ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางตัวถัง	=	325	มม.
ความยาว	=	1,250	มม.
ขนาดท่อ	=	12.7	มม. (0.5 นิ้ว)
จำนวนท่อ	=	52	ท่อ
อัตราการเผาไหม้แก๊สหุงต้ม	=	3.15	กก./ชม.

3.7 การออกแบบเครื่องควบแน่น

การออกแบบจะเริ่มที่กำหนดอุณหภูมิขาออกของเครื่องควบแน่น และสมมติอุณหภูมิขาเข้ามีค่าเท่ากับอุณหภูมิของเหลวที่จุดป้อน (Feed) ของหอกลั่นคาร์บอนไดออกไซด์ จากนั้น จะแบ่งการคำนวณความร้อนออกเป็นช่วงอุณหภูมิ โดยที่ปริมาณความร้อนจะแบ่งเป็นความร้อนที่ใช้ในการกลั่นตัว ดังสมการ (3.18), ความร้อนในการลดอุณหภูมิไอน้ำ ดังสมการ (3.19) และความร้อนในการลดอุณหภูมิของคาร์บอนไดออกไซด์ ดังสมการ (3.20) โดยที่คิดว่าไม่มีการกลั่นตัวของคาร์บอนไดออกไซด์

ความร้อนในการกลั่นตัว, $H_{_}$ = (ปอนด์โมลไอน้ำกลั่นตัว x น.น.โมเลกุล) x (ความร้อนแฝงน้ำ + ความร้อนจำเพาะของน้ำ x ผลต่างอุณหภูมิ) (3.18)

ความร้อนในการลดอุณหภูมิไอน้ำ, H_{u} = (ปอนด์โมลไอน้ำที่ผ่านไป x น.น.โมเลกุล x ความร้อนจำเพาะไอน้ำ x ผลต่างอุณหภูมิ) (3.19)

ความร้อนในการลดอุณหภูมิคาร์บอนไดออกไซด์, H_{m}

= ปริมาณปอนด์โมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ x น.น.โมเลกุล x ความร้อนจำเพาะของคาร์บอนไดออกไซด์ (3.20)

เมื่อรวมปริมาณความร้อนที่ส่วนต่าง ๆ ในช่วงของอุณหภูมิทั้งหมด จะได้ปริมาณความร้อนที่น้ำหล่อเย็นต้องพาออกไป สามารถหาอัตราการไหลของน้ำหล่อเย็นได้ โดยให้น้ำหล่อเย็นไหลในท่อของเครื่องควบแน่นที่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางตัวถัง 254 มม.(10 นิ้ว) เส้นผ่าศูนย์กลางท่อใน 9.5 มม. (3/8 นิ้ว) ระยะห่างระหว่างท่อ 15.88 มม. (5/8 นิ้ว) มีจำนวนท่อ 100 ท่อ หาค่าพื้นที่หน้าตัดการไหลในท่อ จากสมการ (3.21) [19]

$$a_t = (N_t \times a'_t)/(n \times 144) \qquad (3.21)$$

โดยที่ค่า N_t = จำนวนท่อ

a'_t = พื้นที่หน้าตัดท่อ หน่วยเป็นตารางนิ้ว

n = จำนวนตัวอย่าง (Pass) ในที่นี้ใช้ 2 ตัวอย่าง

จะหาค่า a_t มีหน่วยเป็นตารางฟุต

และหาความเร็วของน้ำในท่อ มีหน่วยเป็นฟุตต่อวินาที แล้วเปิดค่า h_i จากรูปที่ ก.12 จะได้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่ผิวนอกท่อ จากนั้นจะคำนวณพื้นที่การไหลในตัวถังจากสมการ (3.22) [19]

$$a_s = IDxC'xB/144\ P_t \qquad (3.22)$$

P_t = ระยะห่างระหว่างกึ่งกลางท่อ

ID = เส้นผ่าศูนย์กลางตัวถัง

C' = ระยะห่างระหว่างท่อ

B = ระยะห่างของแผ่นกั้น (baffle)

จากนั้นหาค่าเส้นผ่าศูนย์กลางสมดุลย์ (equivalent diameter) จากสมการ (3.23) [19]

$$D_e = 4(P_t^2 - d_o^2\pi/4)/\ .d_o \qquad (3.23)$$

D_e มีหน่วยเป็นนิ้ว d_o = เส้นผ่าศูนย์กลางท่อมีหน่วยเป็นนิ้ว จากนั้นหาค่าเรย์โนลด์ แล้วนำไปหาค่า j_H จากรูปที่ ก.13 และสามารถหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่ผิวท่อ (h_o) จากสมการ (3.24) [19]

$$h_o = j_H(k/D_e)(c\mu/K)^{1/3} \qquad (3.24)$$

K = ค่าสัมประสิทธิ์การนำความร้อนของแก๊ส

c = ค่าความร้อนจำเพาะของแก๊ส

μ = ความหนืดของแก๊ส

แล้วจึงหาค่า K_a จากสมการ (3.25) [19]

$$K_a = h_o(c\mu/k)^{2/3}/cP_{av}M_m(\mu/pkd)^{2/3} \qquad (3.25)$$

M_m = น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของแก๊ส

P_{av} = ค่าเฉลี่ยของความดัน

ซึ่งหาได้จากสมการ (3.26) [19]

$$P_{BM} = (P'_f - P_f)/(\ln P_f'/P_f) \qquad (3.26)$$

P_f' = ความดันย่อยที่อุณหภูมิผิวของฟิล์มของเหลวกลั่นตัว

P_f = ความดันย่อยในช่วงอุณหภูมินั้น ๆ (T_f)

จากนั้นจะทำให้ค่าของสมการ (3.27) [19] ด้านซ้ายมือ และขวามือ มีค่าใกล้เคียงกัน

$$h_o(T_g - T_f) + K_g M_v \lambda (P_v - P_c) = h_{io}(T_c - T_w) \qquad (3.27)$$

M_v = น้ำหนักโมเลกุลของน้ำ

λ = ค่าความร้อนแฝงของน้ำ

P_v = ค่าความดันย่อยของไอน้ำขาเข้าช่วงอุณหภูมินั้น

จากการกำหนดค่า T_c ขึ้นมาจนใกล้เคียงกันแล้ว ค่า $h_{io}(T_c - T_w)$ จะมีค่าเท่ากับ $U\Delta T$ ของระบบนี้ ทำการหาค่า $U\Delta T$ จนตลอดช่วงทุกอุณหภูมิ แล้วคำนวณหาพื้นที่ของท่อที่จะใช้แลกเปลี่ยนความร้อน ดังภาคผนวก ก.7 จะได้ขนาดของเครื่องควบแน่นดังนี้

เส้นผ่าศูนย์กลางตัวถัง	254	มม. (10 นิ้ว)
เส้นผ่าศูนย์กลางท่อ	9.5	มม. (3/8 นิ้ว)
จำนวนท่อ	100	ท่อ
ระยะห่างของท่อ	15.88	มม. (5/8 นิ้ว)
ความยาวตัวถัง	1,024.5	มม.
อัตราการไหลน้ำหล่อเย็น	818.83	ลิตร/ชม.
อุณหภูมิน้ำขาเข้า	26.7	องศาเซลเซียส
อุณหภูมิน้ำขาออก	32.2	องศาเซลเซียส

3.8 การออกแบบหอดูดความชื้น

การออกแบบหอดูดความชื้นนี้ สิ่งที่ต้องคำนึงถึง [12]

ก. ระยะเวลาในการปฏิบัติการ
ข. อัตราการไหลของแก๊ส
ค. ความสามารถในการจับน้ำของสารดูดความชื้น
ง. ปริมาณความชื้นขาออก
จ. ปริมาณน้ำที่จะขจัดออก
ฉ. เวลาในการรีเจนเนอเรท (Regeneration time)
ช. ข้อจำกัดความดันลด

จำเป็นต้องกำหนดบางตัวลงไป เพื่อช่วยในการคำนวณ

ระยะเวลาในการปฏิบัติการ ค่านี้สามารถใช้ได้ตั้งแต่ 10 นาที ถึง 8 ชั่วโมง ขึ้นอยู่กับความสามารถของสารดูดความชื้น อย่างไรก็ดี ค่านี้ไม่ควรเกินช่วงเวลาที่ต้องทำรีเจนเนอเรท เพื่อให้กระบวนการเกิดต่อเนื่องไป ในที่นี้จะเลือกใช้ค่า 4 ชั่วโมง และใช้สารซิลิกาเจลเป็นสารดูดความชื้น เมื่อคิดมวลสารสมดุลย์จะได้สมการ (3.28)

$$(X)(h_T) = (X_e)(h_T)-(0.45)(h_z)(X_e) \qquad (3.28)$$

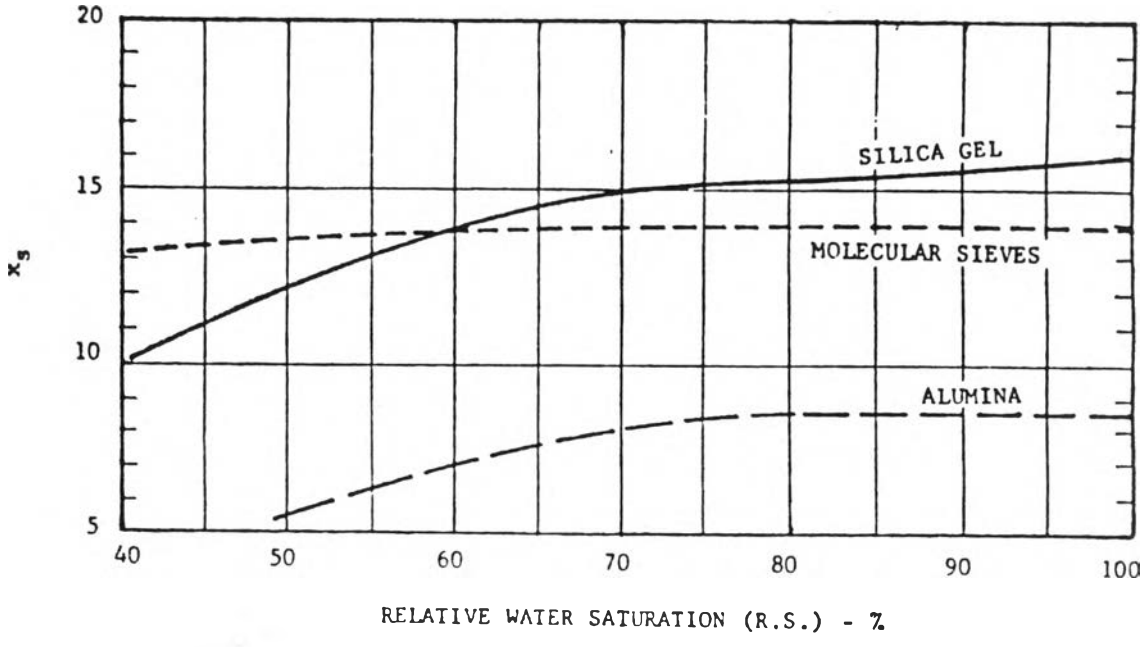
X = ปริมาณน้ำในสารดูดความชื้นหลังการรีเจนเนอเรท (กก.น้ำ/100 กก.สารดูดความชื้น)

X_e = ปริมาณน้ำในสารดูดความชื้นที่จุดอิ่มตัว (กก.น้ำ/100 กก. สารดูดความชื้น)

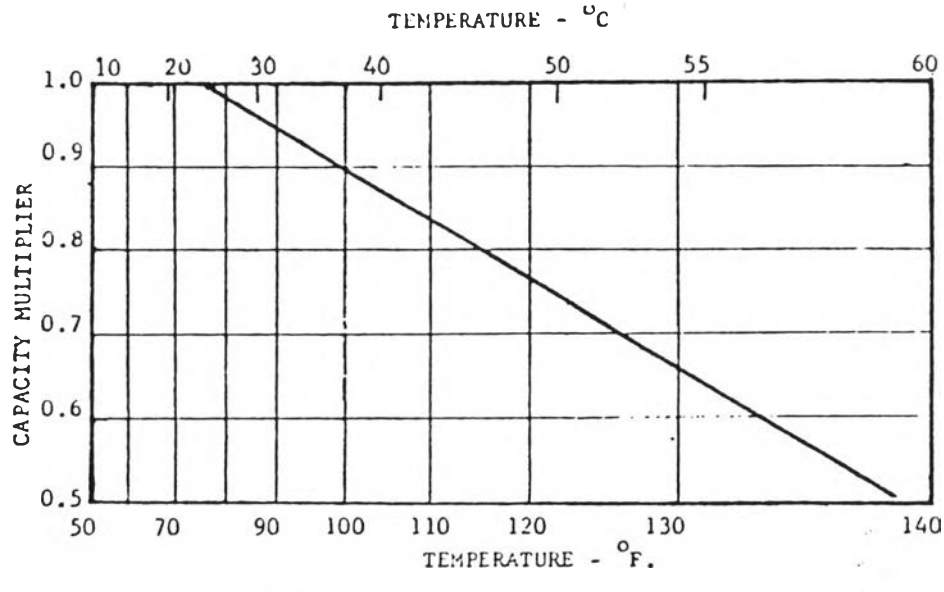
h_z = ความสูงของโซนดูดซับ (ซม. หรือ นิ้ว)

h_T = ความสูงของสารดูดซับในหอ (ซม. หรือ นิ้ว)

ค่า X_e สามารถหาได้จากรูปที่ 3.8 โดยคูณด้วยค่าที่เปลี่ยนไปเนื่องจากอุณหภูมิ รูปที่ 3.9



รูปที่ 3. 8 ค่า "X_s" ของสารต่าง ๆ ที่ 25 องศาเซลเซียส



รูปที่ 3. 9 ค่าตัวคูณอันเนื่องมาจากอุณหภูมิที่มีผลต่อความสามารถในการดูดน้ำ

ค่า h_z สามารถหาได้จากสมการ (3.29)

$$h_z = A[q^{0.7095}/(V_s^{0.5506})(R.S.)^{0.2646}] \quad (3.29)$$

A = ค่าคงที่ในหน่วยเมตริกมีค่า 141 ในหน่วยอังกฤษมีค่า 375

R.S. = ปริมาณความชื้นสัมพัทธ์ที่เข้าหอดูดความชื้น มีหน่วยเป็นเปอร์เซ็นต์

V_s = ค่า Superficial Velocity ของแก๊สที่ผ่านหอมีหน่วยเป็นเมตร/นาที หรือ ฟุต/นาที

q = ปริมาณน้ำในสายแก๊สที่เข้าหอมีหน่วยเป็น กก./ชม./ตารางเมตร หรือ ปอนด์/ชม./ตารางฟุต

สามารถหาได้จากสมการ (3.30)

$$q = 0.054[(\text{อัตราการไหล} \times W)/D^2] \quad (3.30)$$

อัตราการไหลนี้ มีหน่วยเป็น ล้าน ลบ.เมตร/วัน ในหน่วยเมตริก และ ล้าน ลบ.ฟุต/วัน ในหน่วยอังกฤษ

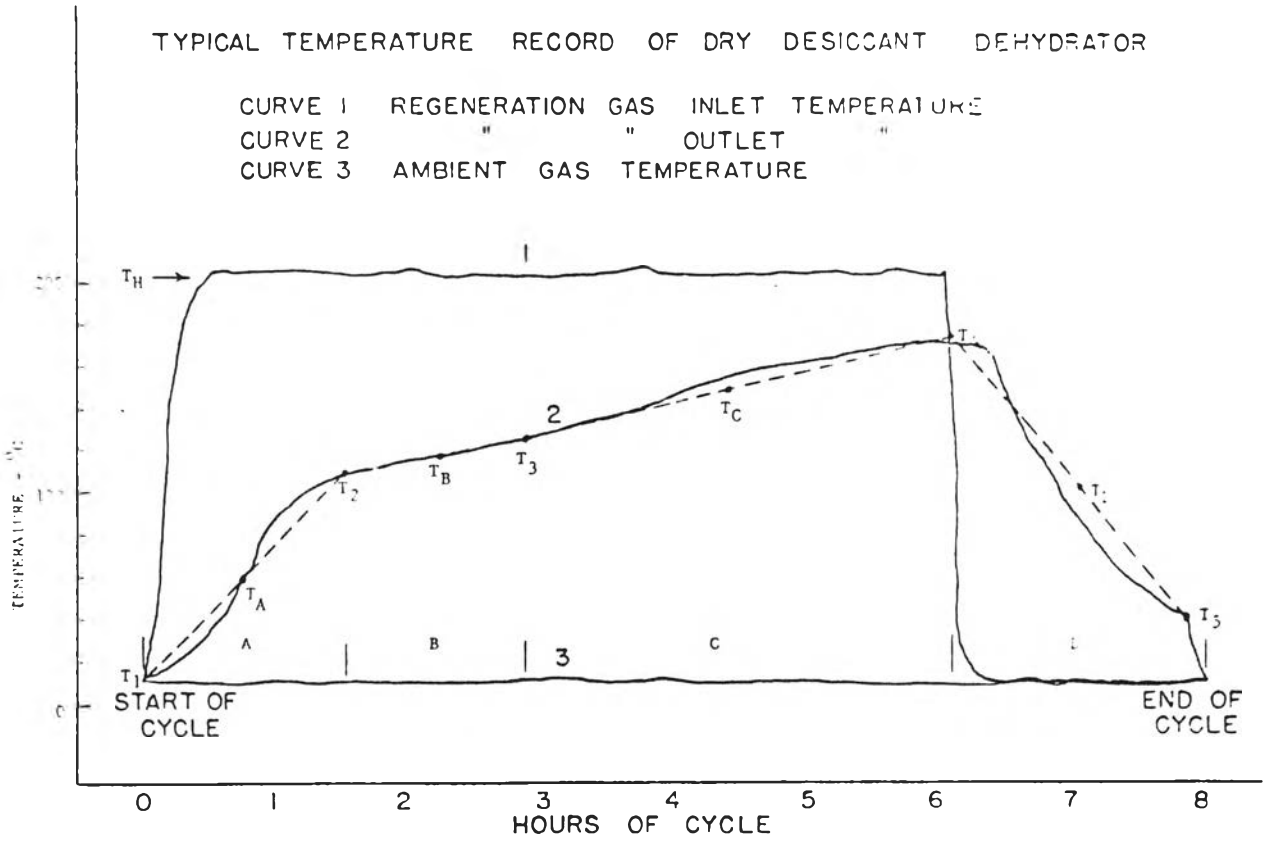
D = เส้นผ่าศูนย์กลางของหอ มีหน่วยเป็นเมตร ในระบบเมตริก และฟุต ในหน่วยอังกฤษ

W = ปริมาณน้ำที่อยู่ในสายแก๊สมีหน่วยเป็น กก./ล้าน ลบ.เมตร ในหน่วยเมตริก และปอนด์/ล้าน ลบ.ฟุต ในหน่วยอังกฤษ

เวลาที่ใช้ในการปฏิบัติการ หาจากสมการ (3.31)

$$\theta = 0.01(X)(p_b)(h_T)/q \quad (3.31)$$

ในการรีเจนเนอเรท ดูรูปที่ 3.10 จะพบว่าความร้อนได้ถูกแบ่งออกเป็น 4 ช่วง ช่วงแรกเป็นช่วงทำให้หอดูดความชื้นที่อิ่มตัว มีอุณหภูมิสูงขึ้นถึงจุดที่จะเริ่มการคายน้ำ คือจาก



รูปที่ 3.10 ลักษณะของอุณหภูมิของซีเจนเนอเรท

อุณหภูมิ T_1 ถึง T_2 ปกติค่า T_2 มีค่า 110 องศาเซลเซียส [21] ความร้อนในช่วงนี้หาได้จากสมการ (3.32)

ความร้อนที่ใส่ให้หอ = [ปริมาณความร้อนที่ทำให้สารดูดความชื้นและน้ำหนักตัวถังหอมีอุณหภูมิสูงขึ้นจาก T_1 เป็น T_2] + [น้ำหนักที่ดูดซับอยู่ x $C_{\text{น้ำ}}$ x (T_1-T)] (3.32)

และปริมาณความร้อนนี้ ต้องเท่ากับปริมาณความร้อนที่ใส่เข้าหอ มีค่าเป็น $m(C_{\text{อากาศ}})(T_H-T)\theta_1$

m = อัตราการไหลของอากาศเข้าหอดูดความชื้นในช่วงรีเจนเนอเรท T_2 มีค่า 110 องศาเซลเซียส [21]

T_H = อุณหภูมิของอากาศที่จะทำการรีเจนเนอเรท จะสูงกว่าจุดสูงสุดในหออยู่ 19 องศาเซลเซียส ในที่นี้ใช้ซิลิกาเจลจะกำหนดอุณหภูมิสูงสุดไว้ที่ 175 องศาเซลเซียส นั่นคือ T_H = 194 องศาเซลเซียส T เป็นค่าเฉลี่ยทางคณิตศาสตร์ของ T_1 และ T_2

θ_1 = เวลาที่ใช้ในการรีเจนเนอเรทของช่วงต่าง ๆ

ในช่วงที่ 2 เป็นช่วงที่จะขจัดน้ำที่สารดูดความชื้นดูดไว้ ปริมาณความร้อนหาได้จากสมการ (3.33)

ปริมาณความร้อนที่ใส่ให้หอ = (ปริมาณความร้อนที่ทำให้สารดูดความชื้นและตัวถังมีอุณหภูมิสูงจาก T_2 เป็น T_3 (3.33)

ค่าความร้อนนี้ จะเท่ากับความร้อนที่ใส่เข้าหอที่มีค่าเป็น $m(C_{\text{อากาศ}})(T_H-T)\theta_2$, T_3 มีค่าเป็น 127 องศาเซลเซียส [21] T_H เป็นค่าเฉลี่ยทางคณิตศาสตร์ของ T_2 และ T_3

ในช่วงที่ 3 เป็นช่วงที่ขจัดไอน้ำ และสารเจือปนอื่น ๆ ที่ยังค้างอยู่ในหอดูดความชื้น ปริมาณความร้อนหาได้จากสมการ (3.34)

ปริมาณความร้อน = (ปริมาณความร้อนที่ทำให้สารดูดความชื้นและตัวถังมีอุณหภูมิเพิ่มจาก T_3 เป็น T_4) (3.34)

ปริมาณความร้อนนี้ จะเท่ากับ $m(C_{p\text{อากาศ}})(T_H-T_C)\theta_3$, ค่า T_4 จะเป็นค่าสูงสุดที่ทำการรีเจนเนอเรทสารดูดความชื้น, T_C เป็นค่าเฉลี่ยทางคณิตศาสตร์ของ T_3 และ T_4

ในช่วงที่ 4 เป็นช่วงทำให้หอเย็นลง จาก T_4 ลงมาที่ 50 - 52 องศาเซลเซียส [21]

ปริมาณความร้อนนี้ จะเท่ากับการขจัดความร้อนในหอ โดยอากาศที่ใช้รีเจนเนอเรท มีค่าเป็น $m(C_{p\text{อากาศ}})(T_D-T_1)\theta_4$, T_D เป็นค่าเฉลี่ยของ T_5 (50 องศาเซลเซียส) กับ T_4 [21]

ภาคผนวก ก.8 แสดงการคำนวณขนาดหอดูดความชื้น ซึ่งมีขนาดดังต่อไปนี้

อัตราการไหลของแก๊ส	40	ลบ.เมตร/ชม.
ความชื้นสัมพัทธ์ขาเข้า	100	เปอร์เซ็นต์ ที่ 35 องศาเซลเซียส
จุดน้ำค้างขาออกสูงสุด	25	องศาเซลเซียส
อุณหภูมิปฏิบัติการ	35	องศาเซลเซียส
เส้นผ่าศูนย์กลางหอ	355	มม.
ส่วนบรรจุซิลิกาเจล	122	มม.
เวลาในการปฏิบัติการ	4	ชั่วโมง
เวลาในการรีเจนเนอเรท	2.5	ชั่วโมง
อุณหภูมิสูงสุดในการรีเจนเนอเรท	175	องศาเซลเซียส
อัตราการไหลอากาศร้อน	200	ลบ.เมตร/ชม.
ขนาดชุดลวดความร้อน	6	กิโลวัตต์
อุณหภูมิสูงสุดของอากาศในการรีเจนเนอเรท	194	องศาเซลเซียส