เอกสารอ้างอิง

1. อรุญ ชมชาญ, "พลังงานจากไม้", เอกสารอ้างเสนอต่อที่ประชุมสัมมนาเรื่องพลังงานเศรษฐกิจและสิ่งแวดล้อม, มหาวิทยาลัยมหิดล, 13-15 ธันวาคม 2521
2. Storch, H.H., Golumbic, N., and Anderson, R.B., The Fischer - Tropsch and Related Synthesis, p. 15-17, John Wiley & Son, Inc., N.Y., 1951
3. Tomoyuki Inui, Catalyst Engineering and Natural gas Utilization, October 15 to 17, Chulalongkorn University, 1987
4. พิเชษฐ์ ชุมทรัพย์, "ผลของตัวแปรต่าง ๆ ที่มีต่อการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากเตาผลิตก๊าซจากไม้", วิทยานิพนธ์ปริญญามหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี บัณฑิตวิทยาลัย จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2528
5. Probstien F.R. and R. Edvin Hicks, Synthesis Fuel, International Student Edition, McGraw-Hill International Book Company, 1st ed., 1982
6. A Skov Nieles and M.L.Papwarth., "The Pegasus Unit", Pegasus Publisher. Inc., Olympia, Washington, 1975
7. FAO Regional Office and the Pacific "Second Expert Consultation an Producer Gas Development in Asia and the Pacific Region" FAO Regional Office and the Pacific, Bangkok, Thailand, 1983
8. กรมโยธาธิการ เตาผลิตก๊าซเชื้อเพลิงประสิทธิภาพสูง เอกสารกรมโยธาธิการ กระทรวงมหาดไทย, 2522
9. Perry, R.H., and Chilton, C.H., Chemical Engineers' Handbook, Mc Graw-Hill Inc., 5th. ed., 1973
10. Anon. Chem. Eng., 63 (June), 400, 1956

11. Sneerson, A.L. and Leibush, A.G., J. Appl. Chem. (U.S.S.R.), 19(9), 1946

12. Riesonfeld, F.C. and Kohl, A.L., Gas Purification, Gulf Publishing Co., Houston, 2nd. ed., U.S.A., 1974

13. Tepe, J.B. and Dodge, B.F., Trans. Am. Insts. Chem. Engrs. 34, 251, 1943

14. Behens, E.A. and Behrens, J., German Patent 162, 655, 1904

15. Morse, R. J., Oil Gas J., 66 (Apr. 22), 1968

16. Italian Patents 518, 145, 564, 203, 545, 908, 563, 853, 535, 177, 854

17. Hougen, O.A., Watson, K.H. and Ragats, R, A., Chemical Process Principles, John Willey & Son Inc., London, 2nd. ed., 1954

18. Treybal, R.E., Mass-Transfer Operations, McGraw-Hill Inc., Japan, 3rd. ed., 1980

19. Kern, D. Q., Process Heat Transfer, McGraw-Hill Ltd., Tokyo, 1950

20. Frank, O., Shortcut Designs for Distillation Column, Chem. Eng., Mar. 14, p. 125, 1977

21. Maddox, N.R., ERBAR, H.J., Gas Conditioning and Processing, Vol 2, John M. Canpbell, 1982

22. สำนักงานพลังงานแห่งชาติ, "รายงานเชื้อเพลิงและพลังงานของประเทศไทย 2528", กระทรวงวิทยาศาสตร์เทคโนโลยีและการพลังงาน

ภาคผนวก ก.

ก.1 การคำนวณขนาดเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

ข้อกำหนด 1. ใช้ไม้และถ่านเป็นเชื้อเพลิง

2. แก๊สที่ออกจากเตาผลิตแก๊สมีอัตราส่วน

N_2 = 57.58 %

O_2 = 1.00 %

CO = 22.34 %

CO_2 = 6.39 %

H_2 = 11.55 %

CH_4 = 1.08 %

3. ผลิตแก๊สสังเคราะห์ขนาด 30 ลบ.เมตร/ชั่วโมง

จะพบว่า การผลิตแก๊สสังเคราะห์ขนาด 30 ลบ.เมตร/ชั่วโมง จะต้องมีอัตราการไหลของแก๊สจากเตาผลิตเป็นปริมาตร 45 ลบ.เมตร/ชั่วโมง ดังการคำนวณนี้

N_2 + CO + H_2 + O_2 + CH_4 ขนาด 93.61 ลบ.เมตร/ชม.

มาจากผลิตภัณฑ์แก๊สขนาด = 100 ลบ.เมตร/ชม.

N_2 + CO + H_2 + O_2 + CH_4 ขนาด 30 ลบ.เมตร/ชม.

มาจากผลิตภัณฑ์แก๊สขนาด = (100×30)/93.61 ลบ.เมตร/ชม.

= 32.05 ลบ.เมตร/ชม.

เสียค่าอัตราการไหล 1.4 เท่า ของค่าคำนวณ = 32.05×1.3

= 44.87 ลบ.เมตร/ชม.

จะใช้ค่าอัตราการไหล = 45 ลบ.เมตร/ชม.

ใน 1 ชั่วโมง จะมีแก๊สคาร์บอนมอนนอกไซด์ = 45×0.2234

= 10.053 ลบ.เมตร/ชม.

= 10.053 ลิตร/ชม.

= 10.053/22.4 โมล/ชม.

= 448.79 โมล/ชม.

ใน 1 ชั่วโมง จะมีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ = 45×0.0639×1.000/22.4

= 128.37 โมล/ชม.

ใน 1 ชั่วโมง จะมีแก๊สมีเทน = 45×0.0108×1,000/22.4

= 21.70 โมล/ชม.

∴ใน 1 ชั่วโมง ปริมาณอะตอมคาร์บอนจะถูกใช้ไป = 448.79+128.37+21.70

= 598.86 โมล/ชม.

= 598.86×12 กรัม/ชม.

= 7.19 กก./ชม.

ความหนาแน่นถ่าน = 20 กก./95 ลิตร (จากการวัด)

= 0.21 กก./ลิตร

เพื่อให้เตาผลิตแก๊สสามารถเดินได้ต่อเนื่อง 8 ชั่วโมง ช่องใส่ถ่านควรมีขนาดอย่างต่ำ

= 7.19×8/0.21

= 273.9 ลิตร

∴ไม้เมื่อเผาถ่าน จะมีน้ำหนักประมาณ 30 เปอร์เซ็นต์ ของไม้

เมื่อใช้ไม้ในการเผา 8 ชั่วโมง ต้องใช้ไม้ = 7.19×8/0.3

= 191.73 กก.

จากการวัดพบว่า ค่าความหนาแน่นไม้ (ขี้เลื่อย) = 400 กก./ลบ.เมตร

∴ปริมาตรช่องใส่ขี้เลื่อย = 191.73/400

= 0.479 ลบ.เมตร

การคำนวณ น.น. โมเลกุลของแก๊สที่ออกจากเตาสังเคราะห์แก๊สเชื้อเพลิง

ข้อมูล 1. อัตราส่วนในแก๊สผสม มีดังนี้

CO	=	22.34 %	MW	=	28.01
H_2	=	11.55 %	MW	=	2.00
CH_4	=	1.08 %	MW	=	16.41
O_2	=	1.06 %	MW	=	32.00
CO_2	=	6.37 %	MW	=	44.01
N_2	=	57.48 %	MW	=	28.01

น.น. โมเลกุลเฉลี่ยของแก๊สผสม = $\sum_{A}^{n} (MW_A \times \%A)/100$

= [(28.01×22.34)+(2.00×11.55)

+(16.41×1.08)+(32.00×1.06)

+(44.01×6.37)+(28.01×57.48)]/

100

น.น. โมเลกุลเฉลี่ยของแก๊สผสม = 25.91

ความหนาแน่นเฉลี่ย = 25.91/22.4

= 1.156 กก./ลบ.เมตร

= 0.09

การคำนวณหาเวลาในช่วงขัดขั้นโซน

ข้อกำหนด 1. อัตราการไหลของแก๊ส 45 ลบ.เมตร/ชั่ว.

2. ช่วงขัดขั้นยาว 1.5 เมตร เส้นผ่าศูนย์กลาง 300 มม.

พื้นที่หน้าตัดของวิดักชั่น = $\pi D^2/4$

= $\pi(0.205)^2/4$

= 0.033 ตารางเมตร

ระยะเวลาในวิดักชั่น = $(0.033 \times 1.5/45) \times 3,600$

= 3.96 วินาที

การคำนวณหาขนาดของช่องเผาไหม้

ข้อกำหนด 1. อัตราการไหลของแก๊ส 45 ลบ.เมตร/ชม.

2. ความเร็วในช่วงเผาไหม้ มีค่าเท่ากับอัตราการไหล 40 ลบ.เมตร/ชม. ผ่านพื้นที่หน้าตัดวงกลม เส้นผ่าศูนย์กลาง 240 มม.

3. รัศมีในวงแหวน 205 มม.

ความเร็วของแก๊สช่วงเผาไหม้ = อัตราการไหล/พื้นที่หน้าตัด

= $40/\pi(140)^2/4$

= 0.72 เมตร/วินาที

∴ พื้นที่หน้าตัดช่องเผาไหม้ = อัตราการไหล/ความเร็วผ่านช่องเผาไหม้

= 4.5/0.72/3,600

= 0.0174 ตารางเมตร

พื้นที่วงแหวน = $(D_1^2-D_2^2)/4$

∴ รัศมีวงนอกวงแหวน = 253 มม.

ก.2 การคำนวณการออกแบบสครับเบอร์

ข้อกำหนด 1. ปริมาณการไหลของแก๊ส 45 ลบ.เมตร/ชม.
2. ความเร็วของแก๊สต่ำสุด 5 ฟุต/วินาที เพื่อจับฝุ่นขนาดใหญ่กว่า 5 ไมครอน [14]

เลือกค่าช่องเปิด 10 มม. ยาว 152 มม. 2 ชุด

∴พื้นที่ช่องเปิด = 2x10x1,522
= 0.00304 ตารางเมตร

∴ความเร็วแก๊สผ่านช่องเปิด = 43/(0.00304x3,600)
= 4.11 เมตร/วินาที
= 13.5 ฟุต/วินาที

ก.3 การคำนวณหอดูดคาร์บอนไดออกไซด์

ข้อกำหนด 1. อัตราการไหลของแก๊ส 45 ลบ.เมตร/ชม.
2. อัตราส่วนคาร์บอนไดออกไซด์ 15 เปอร์เซ็นต์
3. สารโมโนเอทธาโนลามีน ความเข้มข้น 2.5 N
4. อัตราส่วนคาร์บอนไดออกไซด์ขาออกไม่เกิน 2 เปอร์เซ็นต์

ปริมาณโมลของแก๊สขาเข้า = 45x1,000/22.4
= 2,008.93 โมล/ชม.

ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ขาเข้า = 2,008.93x0.15
= 301.34 โมล/ชม.

ปริมาณแก๊สขาออก = (2,008.93-301.34)/0.98
= 1,742.44 โมล/ชม.

ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซึม = 2,008.93 1,742.44
= 266.49 โมล/ชม.

จากรูปที่ 3.5

$$(G^2F\,\mu^{0.2})(\rho_g\rho_L g_c) = 0.07$$

$$G = 0.185 \text{ ปอนด์/วินาที/ตารางฟุต}$$

เลือกค่าขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางหอ 205 มม. (8 นิ้ว) พบว่าค่า G มีค่า 0.091 หรือ ประมาณ 50 เปอร์เซ็นต์ ของค่าฟลัดดิ้ง (Flooding)

ความสูงของชั้นแพค หาจาก $h = H_{OG} \cdot N_{OG}$

$$h = G_m/K_{Ga}P \cdot \int_{y_2}^{y_1} dy/(y-y_m)$$

$$K_{Ga} = F'(L/\mu)^{2/3}[1+5.7(C_m-C)M_m^{0.0067T-3.4P}]$$

F' = 3.0×10^{-3} ตารางที่ ก.1 [20]

L = 2,177.24 ปอนด์/ชม./ตารางฟุต

G_m = (0.091/25.93)/3.000 = 12.63 ปอนด์โมล/ชม./ตารางฟุต

T = 60 องศาเซลเซียส = 104 องศาฟาเรนไฮท์

M = 2.5 โมล/ลิตร

C_1 = 0.14 โมล CO_2/โมล MEA

C_2 = 0.45 โมล CO_2/โมล MEA

C_{m2} = 0.56

C_{m1} = 0.41

P_1 = 0.02 บรรยากาศ

P_2 = 0.15 บรรยากาศ

$$(C_m-C) = (C_{m1}-C_1)-(C_{m2}-C_2)/\ln[(C_{m1}-C_1)/(C_{m2}-C_2)]$$

$$= (0.42-0.14)-(0.56-0.45)/\ln[(0.42-0.14)(0.56-0.45)]$$

$$= 0.182$$

จากรูปที่ ก.1 ค่าสมดุลย์ของคาร์บอนไดออกไซด์ที่ 40 องศาเซลเซียส กับความดันย่อยของคาร์บอนไดออกไซด์ 15.195 กิโลปาสคาล มีค่า 0.56 โมล CO_2/โมล MEA สมมติว่า เกิดการสมดุลย์ที่ 80 เปอร์เซ็นต์ ความเข้มข้นขาออกจะมีค่า 0.45 โมล CO_2/โมล MEA ในสายสารโมโนเอททาโนลามีนที่กลั่นแล้วจะมีความเข้มข้นที่ 0.14 โมล CO_2/โมล MEA [12]

∴ อัตราชะงัดที่สารดูดคาร์บอนไดออกไซด์ทำได้ = 0.45-0.14

= 0.31 โมล CO_2/โมล MEA

∴ ปริมาณสารโมโนเอททาโนลามีนที่ใช้มีอัตรา = 266.49/0.31

= 859.65 โมล/ชม.

อัตราการป้อนสารโมโนเอททาโนลามีน = 859.65/2.5

= 343.86 ลิตร/ชม.

จากรูปที่ ก.2 ได้ค่าความหนาแน่นสารละลาย = 0.996 กรัม/ลบ.ซม.

อัตราการป้อนสารเคมี = 343.86×0.996×2.204

= 754.83 ปอนด์/ชม.

≈ 760 ปอนด์/ชม.

การหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางหอ

L = 760 ปอนด์/ชม.

G = 25.93×2.008.93×2.204/1.000 = 114.81 ปอนด์/ชม.

p_G = .09 ปอนด์/ลบ.ฟุต

p_L = 62.15 ปอนด์/ลบ.ฟุต

F = 300

μ = 0.9

ψ = 1

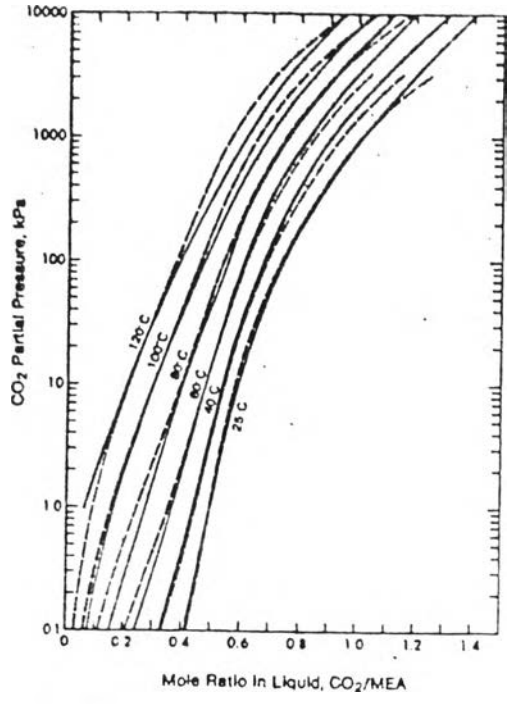
$(L/G)(\rho_G/\rho_L)^{1/2}$ = 0.252

ตารางที่ ก.1 ค่าคงที่ของแพกกิ้ง (F)

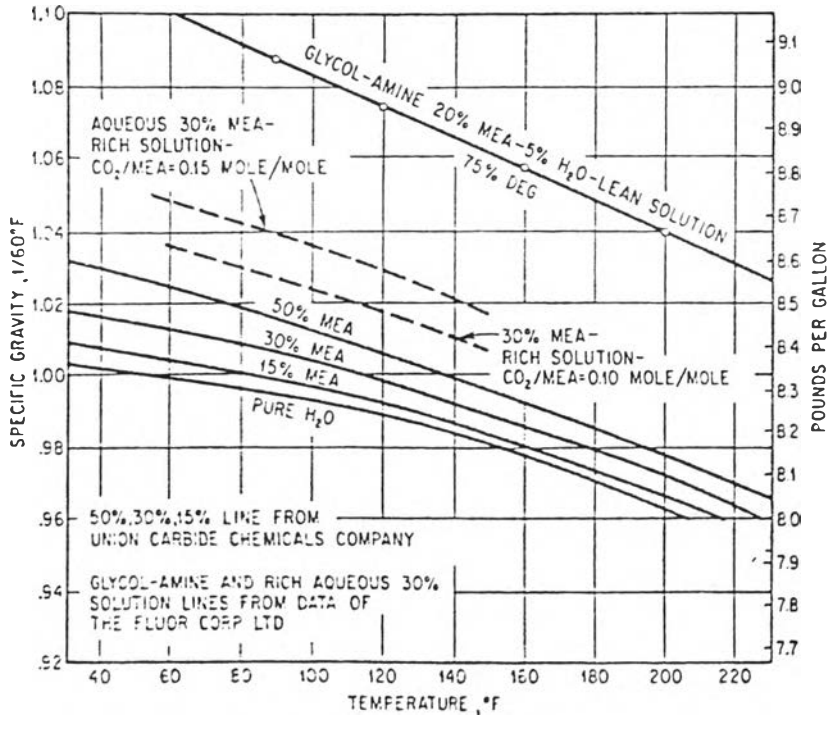
Values of the Packing Factor, F, for Packed Column Flooding Correlation*

Type packing	Material	Nominal packing size (in.)										
		¼	⅜	½	⅝	¾	1	1¼	1½	2	3	3½
Super Intalox	Ceramic	—	—	—	—	—	60	—	—	30	—	—
Intalox saddles	Ceramic	725	330	200	—	145	98	—	52	40	22	—
Intalox saddles	Plastic	—	—	—	—	—	33	—	—	21	16	—
Raschig rings	Ceramic	1,600	1,000	580	380	255	155	125	95	65	37	—
(wall thickness, in.)		(1/16)	(1/16)	(3/32)	(3/32)	(3/32)	(1/8)	(3/16)	(3/16)	(1/4)	(3/8)	—
Berl saddles	Ceramic	900	—	240	—	170	110	—	65	45	—	—
Pall rings	Plastic	—	—	—	97	—	52	—	32	25	—	16
Pall rings	Metal	—	—	—	70	—	48	—	28	20	—	—
Raschig rings, 1/32-in. wall	Metal	700	390	300	170	155	115	—	—	—	—	—
Raschig rings, 1/16-in. wall	Metal	—	—	410	290	220	137	110	83	57	32	—
Tellerettes	Plastic					No nominal size				45		
Maspac	Plastic					No nominal size				30(FN-200)	20(FN-90)	

*Data of Eckert (37). Values given are for wet and dump packed packings in 16- and 30-in. ID towers. Some values are extrapolated.



รูปที่ ก.1 สมดุลย์มวลสารของ CO_2 ต่อ MEA ที่อุณหภูมิต่าง ๆ



รูปที่ ก.2 ความถ่วงจำเพาะของสารไมโนเอททาโนลามีน ที่อุณหภูมิต่าง ๆ

หอสมุดกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

P_{1m} = $(P_1-P_2)/\ln(P_1/P_2)$

= $(0.02-0.33)/\ln(0.02/0.33)$

= 0.0645 บรรยากาศ

K_{G_a} = 2.081

H_{oG} = $G/K_{G_a}P$

= 12.63/2.801×1

= 4.51 ฟุต

จากรูปที่ ก.3 ลากเส้นปฏิบัติการเป็นเส้นตรง ลากเส้นเชื่อมจุดเข้าออก แล้วหาค่า y_e จากภาพนี้

y	0.02	0.03	0.04	0.05	0.06	0.07	0.08
	0.09	0.10	0.11	0.12	0.13	0.14	0.15
y_e	≃0	≃0	≃0	≃0	0.001	0.0013	0.0015
	0.002	0.0024	0.0034	0.004	0.0057	0.0079	0.012
$1/(y-y_e)$	50	33.33	25	20	16.95	14.56	12.74
	10.25	9.62	7.57	11.36	9.38	8.05	7.25

รายการคำนวณพื้นที่ใต้เส้น $1/(y-y_e)$ กับ y ได้พื้นที่ = 2.064 จากรูปที่ ก.4

$\int_{y_2}^{y_1} dy/y_t(y-y_e)$ = 2.064

$\therefore N_{oG}$ = 2.064

h = 4.51×2.064

= 9.31 ฟุต

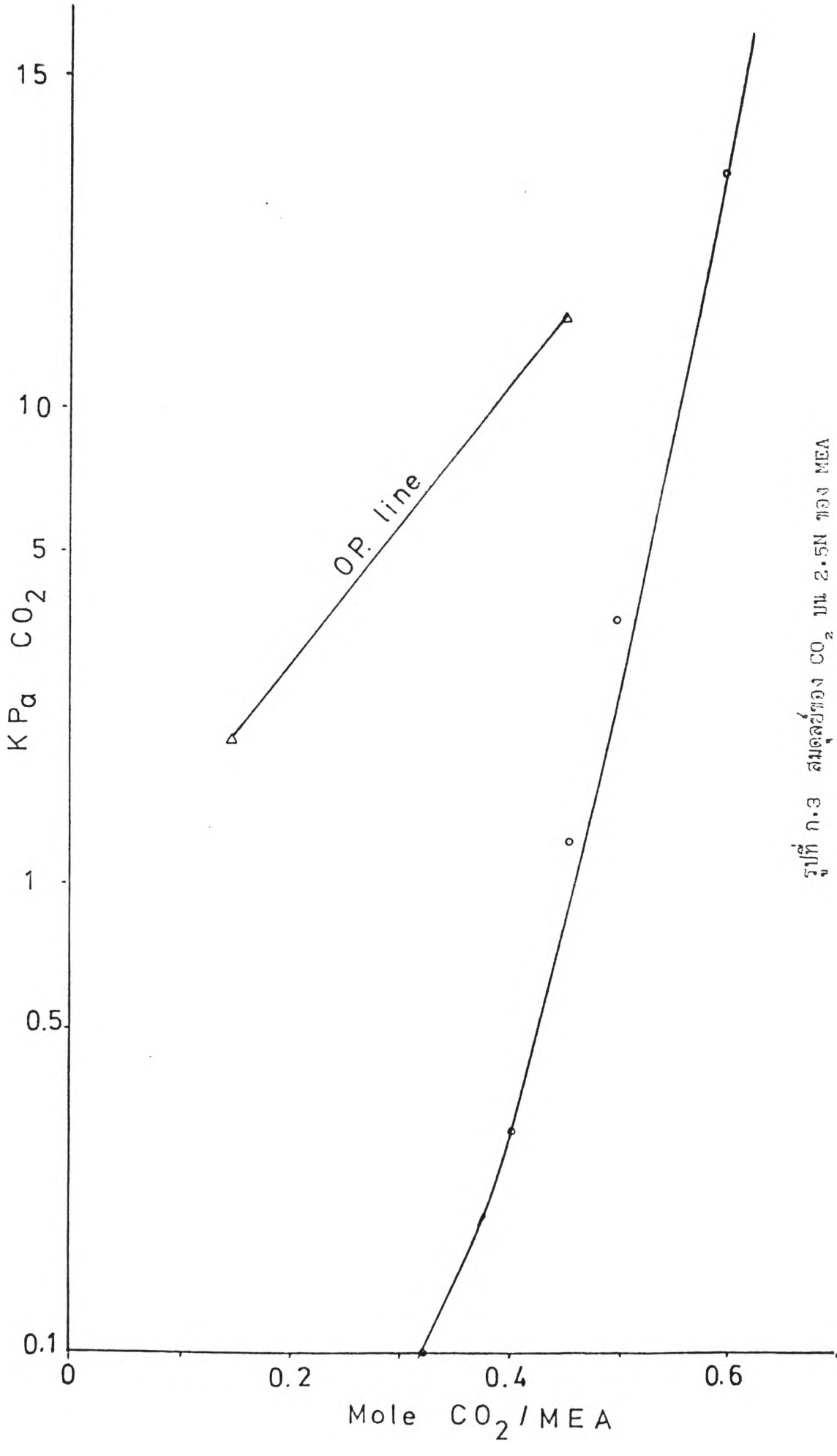
= 2.84 เมตร

คิดค่าออกแบบเพิ่ม 25 เปอร์เซ็นต์

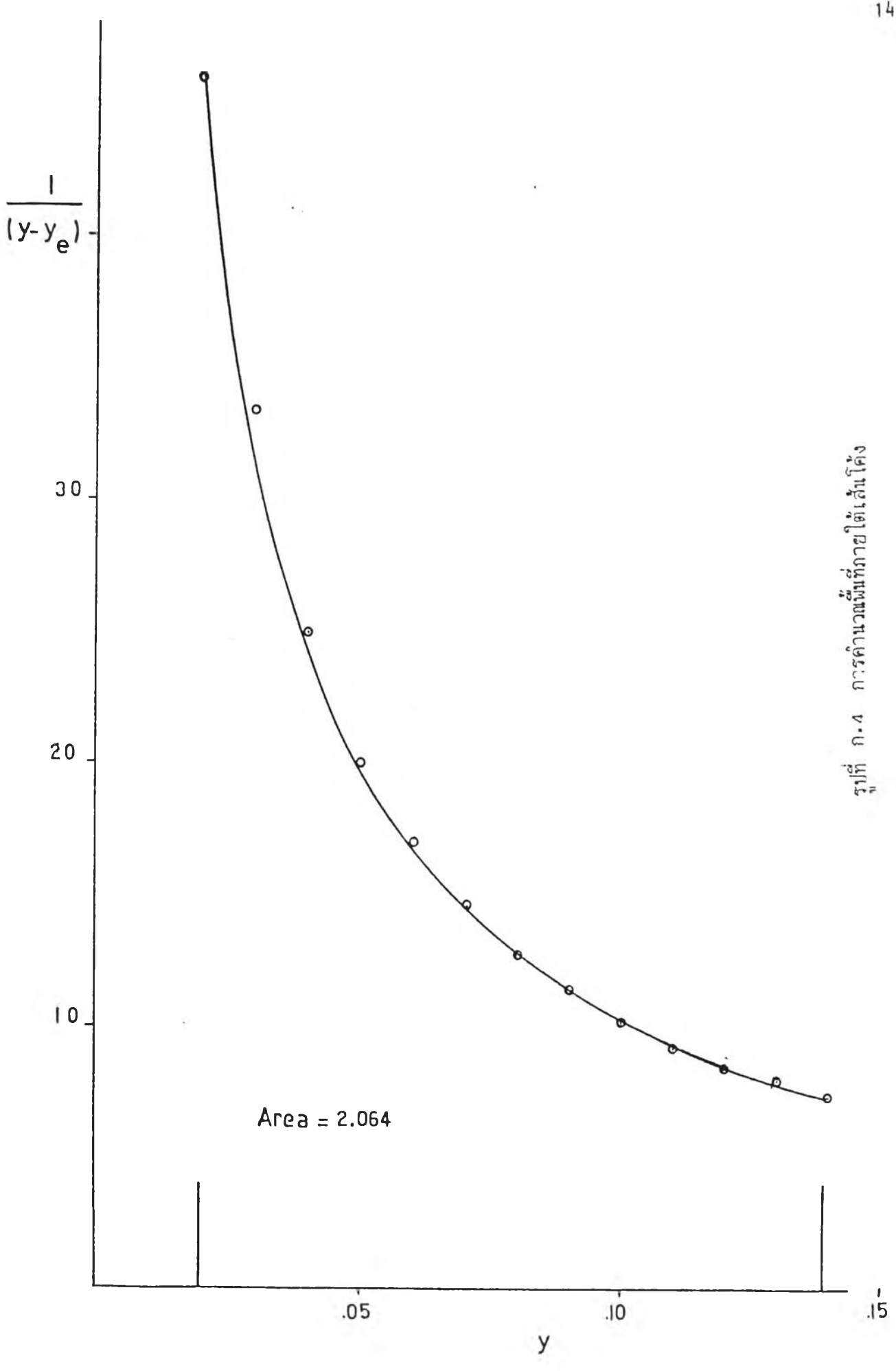
∴ ความสูงของหอ = 1.25×2.84

= 3.55 เมตร

ใช้ค่า 3.5 เมตร



รูปที่ ก.3 สมดุลย์ของ CO_2 ใน 2.5N ของ MEA



รูปที่ ก.4 การคำนวณพื้นที่ภายใต้เส้นโค้ง

ก.4 การคำนวณขนาดหอกลั่นสารดูดซึมคาร์บอนไดออกไซด์

ข้อมูล 1. อัตราการไหลของเหลว, L = 760 ปอนด์/ชม.

2. อัตราการไหลของแก๊ส, G = 29.42 ปอนด์/ชม.

$$F_{LV} = L/G(\rho_v/\rho_L)^{1/2}$$

L = 760 ปอนด์/ชม.

G = 29.24 ปอนด์/ชม.

ρ_L = 62.15 ปอนด์/ลบ.ฟุต

MW_v = (0.747x44)+(0.253x18)

= 37.42

ρ_v = 0.13 ปอนด์/ลบ.ฟุต

F_{LV} = 1.18

จากรูปที่ ก.5 K_1 = 0.02

$$u_f = K_1\sqrt{(\rho_L-\rho_v)/\rho_v}$$

= 1.433 ฟุต/วินาที

$Q_v = G/\rho_v$

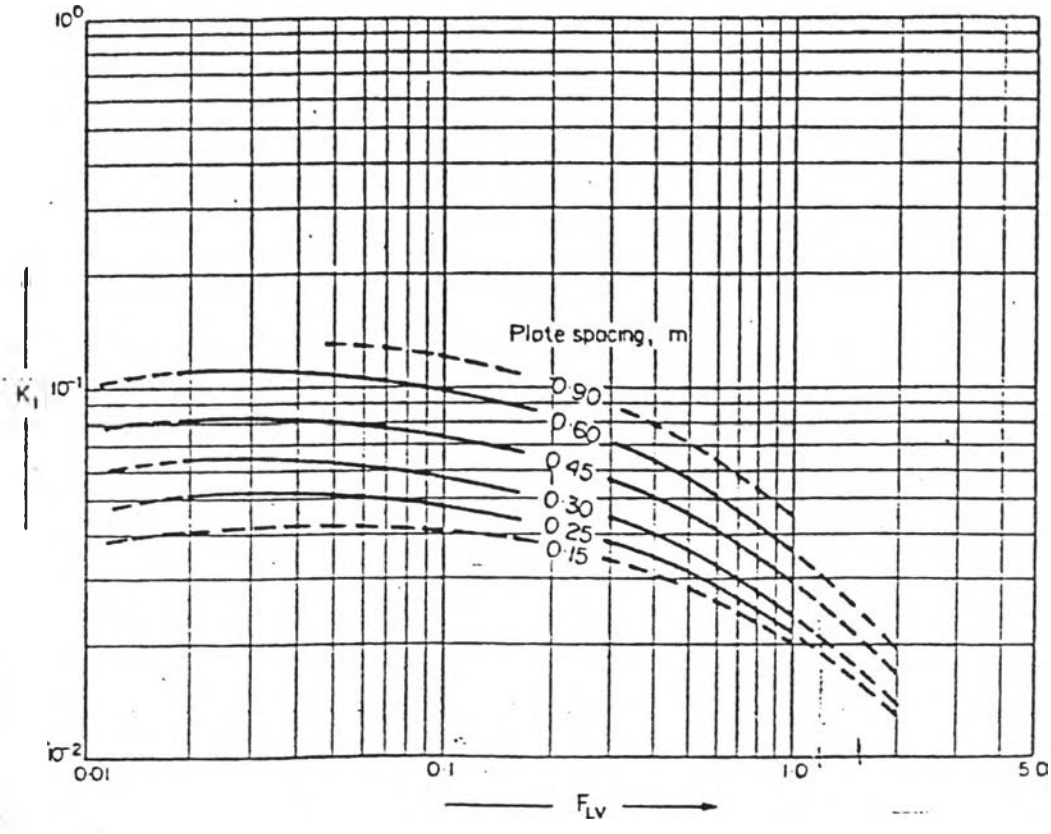
= 0.063 ฟุต/วินาที

คิดที่ค่า 80 เปอร์เซ็นต์ ของความเร็วที่ปลั๊กล้ม

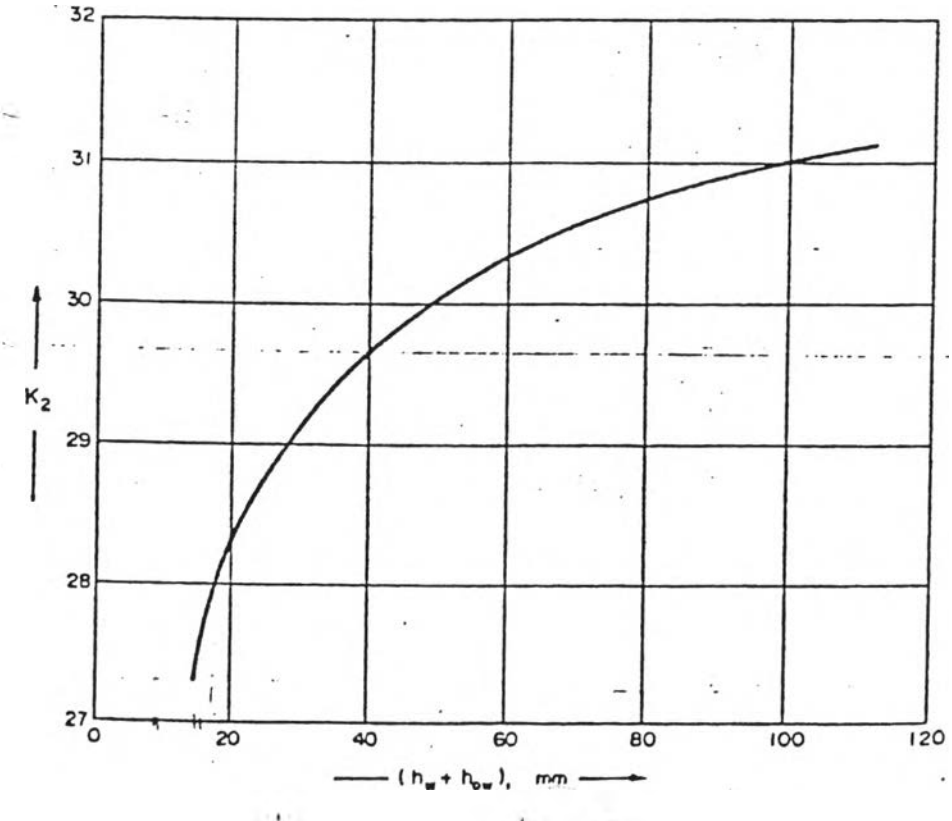
$A_n = Q_v/0.8u_f$

= 0.147 ตารางฟุต

คิดค่าพื้นที่ตามมาตรฐาน 1% เปอร์เซ็นต์ ขึ้น 2 ท่อ



รูปที่ ก.5 ค่าความเร็วท่วมท้น (Flooding Velocity) ของแผ่นเจาะรู



รูปที่ ก.6 ความสัมพันธ์ของจุดวิป

A_c = 0.147/0.8

= 0.184 ตารางฟุต

D = 0.484 ฟุต

= 5.81 นิ้ว

เลือกขนาดหอ = 6 นิ้ว

เลือกเพลทหนา = 3 มม. (1/8 นิ้ว)

ใช้ระยะพิทช์แบบสามเหลี่ยมด้านเท่าระยะพิทช์/เส้นรอบวง = 3.8

เลือกพื้นที่ดาวน์คัมเมอร์/พื้นที่หอ = 0.1

จากตาราง ก.2 ได้ค่า L/D = 0.7267

∴ ความยาวเวียร์ = 0.7267x6 = 4.36 นิ้ว

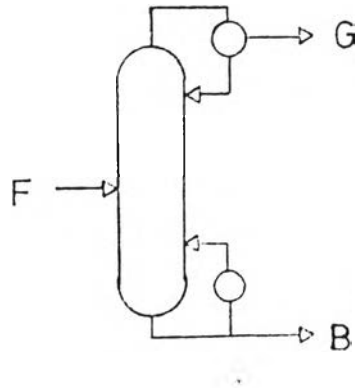
เลือกความสูงของเวียร์ = 0.75 นิ้ว = 20 มม.

$h_{ow} = 750(L_w/\rho_L l_w)^{2/3}$

= 6.9 มม.

จากรูปที่ ก.6 h_w+h_{ow} = 17.9 มม. ได้ค่า K_2 = 28

การคำนวณหาจำนวนชั้นในหอกลั่น



รูปที่ ก.7 สมดุลย์มวลของหอกลั่น

ตารางที่ ก.2 ค่าของ L/D , H/D ,และพื้นที่ดาวน์คัมเมอร์/พื้นที่หอ ที่สัมพันธ์กัน

H/D from 0.1 to 0.2

H/D	L/D	A_D/A_T	H/D	L/D	A_D/A_T	H/D	L/D	A_D/A_T	H/D	L/D	A_D/A_T	H/D	L/D_4	$A_D/$
0.1000	0.6000	0.0520	0.1200	0.6499	0.0680	0.1400	0.6940	0.0851	0.1600	0.7332	0.1033	0.1800	0.7684	0.12
0.1005	0.6013	0.0524	0.1205	0.6511	0.0684	0.1405	0.6950	0.0855	0.1605	0.7341	0.1037	0.1805	0.7692	0.12
0.1010	0.6027	0.0528	0.1210	0.6523	0.0688	0.1410	0.6960	0.0860	0.1610	0.7351	0.1042	0.1810	0.7700	0.12
0.1015	0.6040	0.0532	0.1215	0.6534	0.0692	0.1415	0.6971	0.0864	0.1615	0.7360	0.1047	0.1815	0.7709	0.12
0.1020	0.6053	0.0536	0.1220	0.6546	0.0696	0.1420	0.6981	0.0869	0.1620	0.7369	0.1051	0.1820	0.7717	0.12
0.1025	0.6066	0.0540	0.1225	0.6557	0.0701	0.1425	0.6991	0.0873	0.1625	0.7378	0.1056	0.1825	0.7725	0.12
0.1030	0.6079	0.0544	0.1230	0.6569	0.0705	0.1430	0.7001	0.0878	0.1630	0.7387	0.1061	0.1830	0.7733	0.12
0.1035	0.6092	0.0547	0.1235	0.6580	0.0709	0.1435	0.7012	0.0882	0.1635	0.7396	0.1066	0.1835	0.7742	0.12
0.1040	0.6105	0.0551	0.1240	0.6592	0.0713	0.1440	0.7022	0.0886	0.1640	0.7406	0.1070	0.1840	0.7750	0.12
0.1045	0.6118	0.0555	0.1245	0.6603	0.0717	0.1445	0.7032	0.0891	0.1645	0.7415	0.1075	0.1845	0.7758	0.12
0.1050	0.6131	0.0559	0.1250	0.6614	0.0721	0.1450	0.7042	0.0895	0.1650	0.7424	0.1080	0.1850	0.7766	0.12
0.1055	0.6144	0.0563	0.1255	0.6626	0.0726	0.1455	0.7052	0.0900	0.1655	0.7433	0.1084	0.1855	0.7774	0.12
0.1060	0.6157	0.0567	0.1260	0.6637	0.0730	0.1460	0.7062	0.0904	0.1660	0.7442	0.1089	0.1860	0.7782	0.12
0.1065	0.6170	0.0571	0.1265	0.6648	0.0734	0.1465	0.7072	0.0909	0.1665	0.7451	0.1094	0.1865	0.7790	0.12
0.1070	0.6182	0.0575	0.1270	0.6659	0.0738	0.1470	0.7082	0.0913	0.1670	0.7460	0.1099	0.1870	0.7798	0.12
0.1075	0.6195	0.0579	0.1275	0.6671	0.0743	0.1475	0.7092	0.0918	0.1675	0.7468	0.1103	0.1875	0.7806	0.12
0.1080	0.6208	0.0583	0.1280	0.6682	0.0747	0.1480	0.7102	0.0922	0.1680	0.7477	0.1108	0.1880	0.7814	0.13
0.1085	0.6220	0.0587	0.1285	0.6693	0.0751	0.1485	0.7112	0.0927	0.1685	0.7486	0.1113	0.1885	0.7822	0.13
0.1090	0.6233	0.0591	0.1290	0.6704	0.0755	0.1490	0.7122	0.0932	0.1690	0.7495	0.1118	0.1890	0.7830	0.13
0.1095	0.6245	0.0595	0.1295	0.6715	0.0760	0.1495	0.7132	0.0936	0.1695	0.7504	0.1122	0.1895	0.7838	0.13
0.1100	0.6258	0.0598	0.1300	0.6726	0.0764	0.1500	0.7141	0.0941	0.1700	0.7513	0.1127	0.1900	0.7846	0.13
0.1105	0.6270	0.0602	0.1305	0.6737	0.0768	0.1505	0.7151	0.0945	0.1705	0.7521	0.1132	0.1905	0.7854	0.13
0.1110	0.6283	0.0606	0.1310	0.6748	0.0773	0.1510	0.7161	0.0950	0.1710	0.7530	0.1137	0.1910	0.7862	0.13
0.1115	0.6295	0.0610	0.1315	0.6759	0.0777	0.1515	0.7171	0.0954	0.1715	0.7539	0.1142	0.1915	0.7870	0.13
0.1120	0.6307	0.0614	0.1320	0.6770	0.0781	0.1520	0.7180	0.0959	0.1720	0.7548	0.1146	0.1920	0.7877	0.13
0.1125	0.6320	0.0619	0.1325	0.6781	0.0785	0.1525	0.7190	0.0963	0.1725	0.7556	0.1151	0.1925	0.7885	0.13
0.1130	0.6332	0.0623	0.1330	0.6791	0.0790	0.1530	0.7200	0.0968	0.1730	0.7565	0.1156	0.1930	0.7893	0.13
0.1135	0.6344	0.0627	0.1335	0.6802	0.0794	0.1535	0.7209	0.0973	0.1735	0.7574	0.1161	0.1935	0.7901	0.13
0.1140	0.6356	0.0631	0.1340	0.6813	0.0798	0.1540	0.7219	0.0977	0.1740	0.7582	0.1166	0.1940	0.7909	0.13
0.1145	0.6368	0.0635	0.1345	0.6824	0.0803	0.1545	0.7229	0.0982	0.1745	0.7591	0.1171	0.1945	0.7916	0.13
0.1150	0.6380	0.0639	0.1350	0.6834	0.0807	0.1550	0.7238	0.0986	0.1750	0.7599	0.1175	0.1950	0.7924	0.13
0.1155	0.6392	0.0643	0.1355	0.6845	0.0811	0.1555	0.7248	0.0991	0.1755	0.7608	0.1180	0.1955	0.7932	0.13
0.1160	0.6404	0.0647	0.1360	0.6856	0.0816	0.1560	0.7257	0.0996	0.1760	0.7616	0.1185	0.1960	0.7939	0.13
0.1165	0.6416	0.0651	0.1365	0.6866	0.0820	0.1565	0.7267	0.1000	0.1765	0.7625	0.1190	0.1965	0.7947	0.13
0.1170	0.6428	0.0655	0.1370	0.6877	0.0825	0.1570	0.7276	0.1005	0.1770	0.7633	0.1195	0.1970	0.7955	0.13
0.1175	0.6440	0.0659	0.1375	0.6887	0.0829	0.1575	0.7285	0.1009	0.1775	0.7642	0.1200	0.1975	0.7962	0.13
0.1180	0.6452	0.0663	0.1380	0.6898	0.0833	0.1580	0.7295	0.1014	0.1780	0.7650	0.1204	0.1980	0.7970	0.14
0.1185	0.6464	0.0667	0.1385	0.6908	0.0838	0.1585	0.7304	0.1019	0.1785	0.7659	0.1209	0.1985	0.7977	0.14
0.1190	0.6476	0.0671	0.1390	0.6919	0.0842	0.1590	0.7314	0.1023	0.1790	0.7667	0.1214	0.1990	0.7985	0.14
0.1195	0.6488	0.0676	0.1395	0.6929	0.0847	0.1595	0.7323	0.1028	0.1795	0.7675	0.1219	0.1995	0.7992	0.14

จากรูปที่ ก.7

$$F = G+B$$

$$F = 859.65 \quad \text{โมล/ชม.}$$

ที่อุณหภูมิ 190 องศาฟาเรนไฮท์ ที่ 1 บรรยากาศ มีความดันไอน้ำ = 9.23 ปอนด์/ตร.นิ้ว

อัตราชจัด CO_2 = 266.49 โมล/ชม.

ปริมาณไอเหนือจุดป้อน, $v = (266.49 \times 14.7)/(14.7-9.25)$

$= 718.79$ โมล/ชม.

ที่อุณหภูมิ 110 องศาฟาเรนไฮท์ ที่ 1 บรรยากาศ มีความดันไอน้ำ = 1.27 ปอนด์/นิ้ว

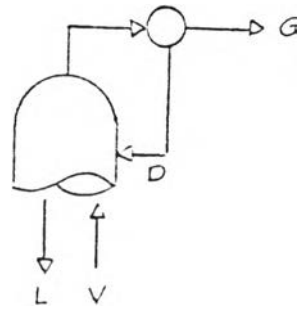
ปริมาณไอกับ CO_2 ที่ออกจากหอกลั่น, $G = (266.49 \times 14.7)/(14.7-1.27)$

$= 291.69$

$B = F-G$

$= 859.65-219.69$

$= 639.96$ โมล/ชม.



รูปที่ ก.8 สมดุลย์ที่คอนเดนเซอร์

จากรูปที่ ก.8

$$V = L+G$$

ปริมาณไอน้ำกลั่นตัว, $L = V-G$

$= 718.79-291.69$

$= 427.1$ โมล/ชม.

$Y/G = (14.7-1.27)/14.7$

$= 0.91$

$= X_d$

$L/V = 427.1/718.79$

$= 0.59$

นำไปลากเส้นจาก $X_d = 0.91$ บนเส้นทะแยง มีความลาดเอียง 0.59

$X_f = 0.45$ โมล CO_2/โมล MEA

ความเข้มข้นสาร MEA = 2.5 N

$X_f = (0.45x2.5)/[(0.45x2.5)+2.5+[(8,000-153)/18]$

$= 0.022$ โมล CO_2/โมลรวม

$X = 0.15$ โมล CO_2/โมล MEA

$= 0.007$ โมล CO_2/โมลรวม

q = ความร้อนในการระเหย 1 โมลของสารป้อน/ความร้อนแฝงของสารป้อน

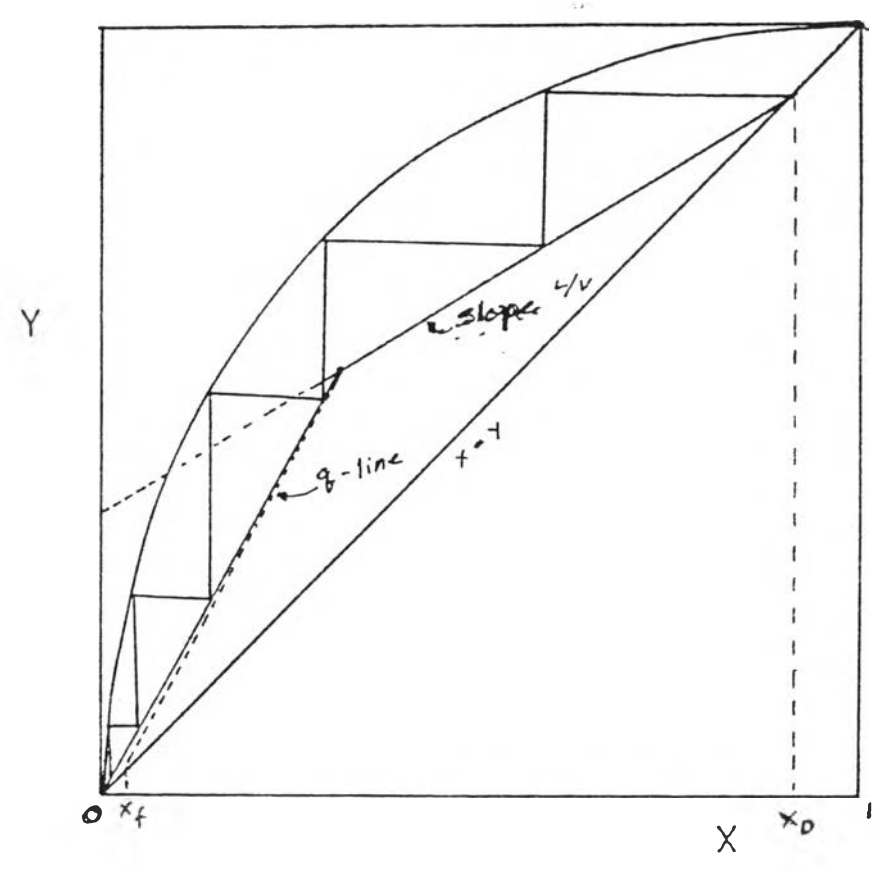
$= 984+(240-190)/984$

$= 1.05$

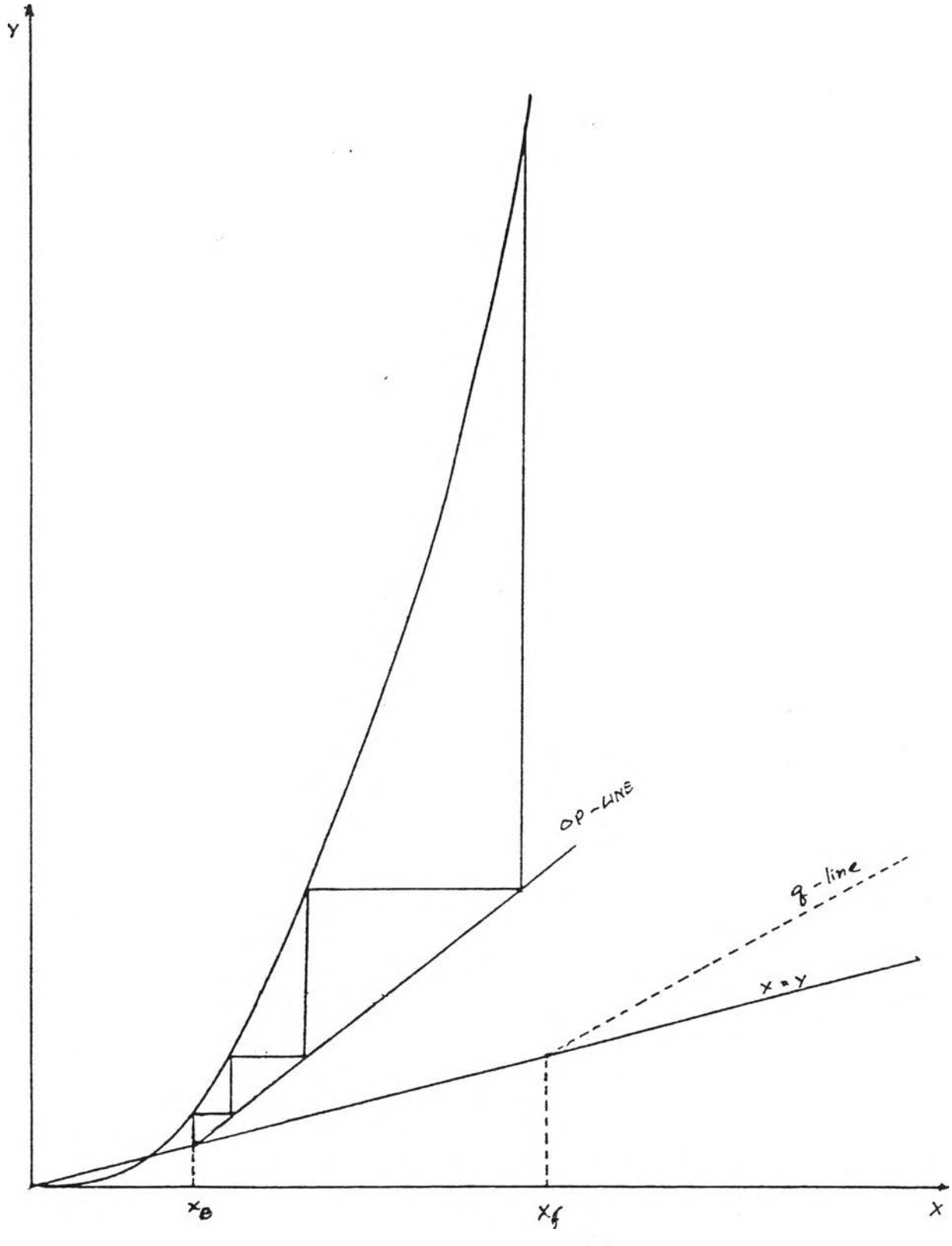
ความลาดเอียง $= (q-1)/q$

$= .047$

จากรูปที่ ก.9 และ ก.10 ได้จำนวนชั้น = 9 ชั้น



รูปที่ ก.9 การหาจำนวนชั้นโดยกราฟ



รูปที่ ก.10 การหาจำนวนชั้นโดยกราฟ

ก.5 การคำนวณเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนลีน-ริช (Lean-Rich exchanger)

ข้อกำหนด
1. อุณหภูมิของสารละลายด้านร้อน 238 องศาฟาเรนไฮท์
2. อุณหภูมิของสารละลายด้านเย็น 138 องศาฟาเรนไฮท์
3. อัตราการไหลสารละลายด้านร้อน 1,537.71 ปอนด์/ชม.
4. อัตราการไหลสารละลายด้านเย็น 1,600 ปอนด์/ชม.

ค่านำความร้อนของสารละลาย = 0.4 บีทียู/องศาฟาเรนไฮท์/ฟุต/วินาที
ค่านำความร้อนของโลหะ = 218 บีทียู/องศาฟาเรนไฮท์/ฟุต/วินาที
ความหนืดของสารละลาย = 0.95 เซนติพอยส์
ความจุความร้อนของสารละลาย = 0.95 บีทียู/ปอนด์/องศาฟาเรนไฮท์
สารละลายร้อนไหลนอกท่อ
สารละลายเย็นไหลในท่อ

การคำนวณเริ่มจาก

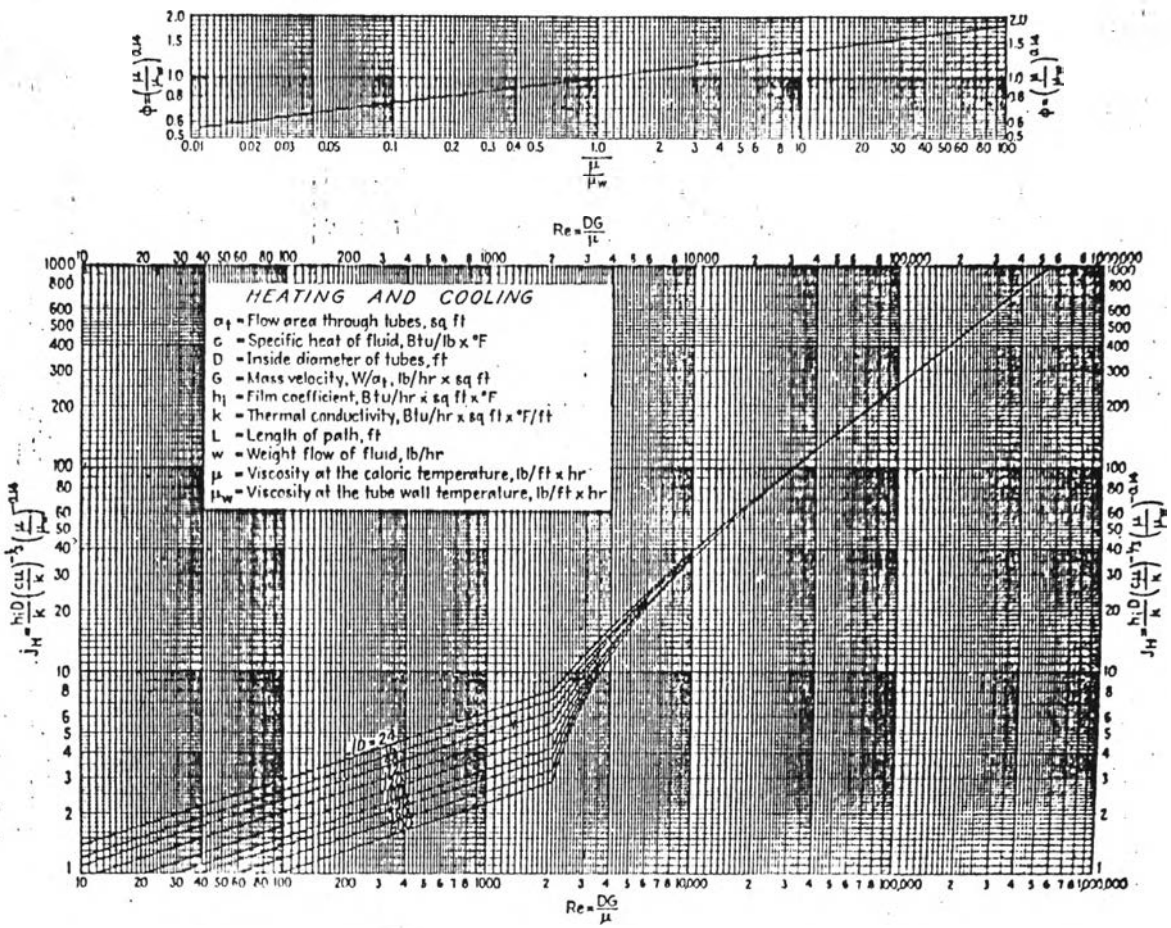
1. กำหนดเส้นผ่าศูนย์กลางของเปลือกนอก, ใน (Shell), ขดท่อ (Coil), ความหนาท่อ

2. กำหนดอุณหภูมิออกของสารละลายด้านเย็น (Cold fluid)

3. ใช้โปรแกรมที่แสดงในภาคผนวกที่ ก.5.1 หาความสูงของเครื่องแลกเปลี่ยนความสูง, จำนวนขดท่อ โดยใส่ค่า j_H จากรูปที่ ก.11

จากการคำนวณเลือกค่าอุณหภูมิขาออกที่ 190 องศาฟาเรนไฮท์ ได้จำนวนขดท่อ 50 ขด สูง 4.75 ฟุต

การคำนวณเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนริช-น้ำ (Rich-Water exchanger) กระทำเช่นเดียวกับการคำนวณเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนลีน-ริช ได้เลือกขนาดเท่ากัน



Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

รูปที่ ก.11 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนด้านท่อ

```
20 'set constantvariable
30 MS=734.16
40 MT=760
50 TI=238
60 TC=138
70 K=.4
80 KC=218
90 VI=.95
100 CP=.95
110 'ms=mass flow in shell
120 'MT=mass flow in tube
130 'TI=temp of shell inlet fluid
140 'TC=temp of tube inlet fluid
150 'K=conductivity of fluid
160 'KC=conductivity of metal
170 'vi=viscosity of fluid
180 'CP=heat capacity of fluid
190 'INPUT VARIABLE
200 INPUT"OD OF INSHELL B";B
210 INPUT"ID OF OUTSHELL C";C
220 INPUT"OD OF TUBE DO";DO
230 INPUT"ID OF TUBE D";D
240 INPUT"TUBE THICKNESS X";X
241 B=B/12:C=C/12:DO=DO/12:D=D/12:X=X/12
242 INPUT"TEMP TUBE OUT ";TO
245 LPRINT "TEMP OUT = ";TO
250 'CALCULATION
260 T=TI-MT/MS*(TO-TC)
270 R=(B+(C-B)/2)/2
272 PI=3.141592654#
274 P=1.5*DO
278 A=SQR((2*PI*R)^2+P^2)
280 VF=PI/4*((C^2-B^2)*P-DO^2*A)
290 DE=4*VF/PI/DO/A
300 D1=(R-DO/2)*2
310 D2=(R+DO/2)*2
320 GS=MS/((PI/4)*((C^2-B^2)-(D2^2-D1^2)))
330 NR=DE*GS/VI
340 NP=CP*VI/K
350 HO=.6*K/DE*NR^.5*NP^.31
360 NL=4*MT/PI/D/VI
370 LPRINT"NRet =";NL
380 INPUT"JH";JH
390 HI=JH*(K/D)*NP^(1/3)
400 HC=HI*(1+3.5*(D/2/R))
410 HJ=HC*D/DO
420 Z=1/HO+1/HJ+X/KC+.0004
430 U=1/Z
440 K1=TI-TB
450 K2=T-TC
460 TM=(K1-K2)/LOG(K1/K2)
470 INPUT"F";F
480 TR=F*TM
490 Q=MS*CP*(TI-T)
500 AA=Q/U/TR
```

ก.5.1 โปรแกรมคำนวณขนาดเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนชนิดท่อขด (ต่อ)

```
500 AA=Q/U/TR
510 PRINT"AREA=";AA
520 N=AA/PI/A/DO
530 PRINT"N=";N
540 INPUT"N";N
550 TT=N*P+DO
560 PRINT"HIGHT=";TT
570 PRINT"B=";B*12 TAB(15)"C=";C*12 TAB(30)"dO=";DO*12 TAB(45)"D=";
D*12 TAB(60) "X=";  X*12
571 PRINT"NRes=";NR
573 PRINT"NRet=";NL,TAB(25),"JH=";JH
575 PRINT"AREA=";AA"   ft^2"
590 PRINT"NUMBER OF TURN";N
600 PRINT"HIGHT =";TT"   ft"
610 PRINT"IF YOU WANT TO CHANGE ONLY Tout TYPE 1"
620 INPUT ;Q
630 IF Q=1 THEN 242
640 GOTO 200
```

ก.6 การคำนวณหม้อต้มซ้ำ

จากตารางที่ ก.3 [21] ใช้ค่าสำเร็จรูปของการคำนวณปริมาณความร้อน และพื้นที่ของหม้อต้มซ้ำ ดังนี้

ตารางที่ ก.3 ปริมาณความร้อนที่ใช้กับโรงงานอะมีน

	Duty-BTU Hr.	Area-Sq. Ft.
Reboiler (Direct Fired)	72,000 x GPM	11.30 x GPM
Solution Exchangers	45,000 x GPM	11.25 x GPM
Solution Coolers (Air Cooled)	15,000 x GPM	10.80 x GPM
Reflux Condenser (Air Cooled)	30,000 x GPM	5.20 x GPM

ปริมาณความร้อน (การเผาโดยตรง) = 72,000 x อัตราการไหล (แกลลอน/นาที) (ก.6.1)

พื้นที่ผิวในการถ่ายเทความร้อน = 11.3 x อัตราการไหล (แกลลอน/นาที) (ก.6.2)

จากสมการ ก.6.1

อัตราการไหล = 760 ปอนด์/ชม.

= 760x35.31/62.15x3.785x60

= 1.9013 แกลลอน/นาที

ปริมาณความร้อนที่ใช้ = 72,000x1.9013

= 13,6894 บีทียู/ชม.

จากภาคผนวก ก.4 พบว่า ปริมาณความร้อนมีค่าสูงกว่าค่าที่คำนวณได้จากการคิดพลังงานความร้อนของหอกลั่นฯ ดังนั้นจะเลือกค่าสูงกว่าเพื่อเป็นการเผื่อในการออกแบบ

พื้นที่ผิวการถ่ายเทความร้อน = 11.3x1.9013

= 21.48 ตารางฟุต

เลือกท่อขนาด 12.7 มม. (0.5 นิ้ว) จำนวน 52 ท่อ

ความยาวท่อ = 21.48x12/52 (0.5)

= 3.16 ฟุต

= 963 มม.

คิดค่าเผื่อการออกแบบ 1.3 = 1,251 มม.

คำนวณหาปริมาณแก๊สหุงต้มที่ใช้ในหม้อต้มซ้ำ

ปริมาณความร้อนที่ต้องการ = 136,894 บีทียู/ชม. (40 กิโลวัตต์)

แก๊สหุงต้มมีค่าความร้อนการเผาไหม้ = 19,714 บีทียู/ปอนด์

(คิดเป็นโปรเพน 100 %)

ปริมาณแก๊สหุงต้มที่ต้องการ = 136,894/19,714

= 6.94 ปอนด์/ชม.

= 3.15 กก./ชม.

ก.7 การคำนวณขนาดเครื่องควบแน่น

ข้อมูล

1. คิดเป็นการควบแน่นระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำ
2. อัตราการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ 11.73 กก./ชม.
3. ความดันที่เครื่องควบแน่น 1 บรรยากาศ
4. อุณหภูมิขาออก 43.3 องศาเซลเซียส (110 °F)
5. อุณหภูมิขาเข้า 87.8 องศาเซลเซียส (190 °F)

ตารางที่ ก.4 แสดงค่าทางเทอร์โมไดนามิกของน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์

ช่วงอุณหภูมิ (°F)	ความร้อนจำเพาะน้ำ บีทียู/ปอนด์/องศา-ฟาเรนไฮท์	ความร้อนแฝง บีทียู/ปอนด์	ความร้อนจำเพาะคาร์บอนไดออกไซด์ บีทียู/ปอนด์/องศา-ฟาเรนไฮท์	ความดันไอน้ำ ปอนด์/ตร.นิ้ว
190-182	0.45	990	0.22	7.74
182-164	0.45	1,000	0.22	5.24
164-146	0.45	1,010	0.22	3.39
146-128	0.44	1,012	0.21	2.12
128-110	0.44	1,032	0.21	1.27

อัตรการไหลของคาร์บอนไดออกไซด์ = 11.73 กก./ชม.

= 25.84 ปอนด์/ชม.

= 0.587 ปอนด์โมล/ชม.

ที่อุณหภูมิ 190 °F ความดันไอน้ำ = 9.32 ปอนด์/ตารางนิ้ว

ความดันย่อยของคาร์บอนไดออกไซด์ = ความดันรวม-ความดันย่อยของไอน้ำ

ปริมาณโมลของไอน้ำ = (ความดันย่อยไอน้ำ/ความดันย่อยคาร์บอนไดออกไซด์) x โมลของคาร์บอนไดออกไซด์

ปริมาณไอน้ำที่กลั่นตัว = ปริมาณไอน้ำที่เข้า-ปริมาณไอน้ำที่ออก

ปริมาณไอน้ำที่เข้าที่ 190 °F = 1.02 ปอนด์โมล/ชม.

ปริมาณแก๊สเข้าเครื่องควบแน่น = 1.02 + 25.84

= 26.86 ปอนด์/ชม.

ปริมาณไอน้ำที่ 182 °F = 0.653

ปริมาณไอน้ำที่กลั่นตัว = 1.02 - 0.653

= 0.367 ปอนด์โมล/ชม.

ตารางที่ ก.5 ปริมาณขจัดน้ำออกจากเครื่องควบแน่น

ช่วงอุณหภูมิ (°F)	ปริมาณน้ำเข้า ปอนด์โมล/ชม.	ปริมาณน้ำออก ปอนด์โมล/ชม.	ปริมาณน้ำกลั่นตัว ปอนด์โมล/ชม.
190-182	1.02	0.653	0.367
182-164	0.653	0.325	0.328
164-146	0.325	0.176	0.149
146-128	0.176	0.099	0.077
128-110	0.099	0.056	0.043

ความร้อนในการกลั่นตัว, $H_{_}$ = (ปอนด์โมลไอน้ำกลั่นตัว x น.น.โมเลกุล)
(ความร้อนแฝง + ความร้อนจำเพาะน้ำ
x ผลต่างอุณหภูมิ)

ความร้อนสำหรับการลดอุณหภูมิของไอน้ำที่มิได้กลั่นตัว, $H_{น}$
= ปริมาณโมลไอน้ำ x น.น.โมเลกุล
x ความร้อนจำเพาะน้ำ x ผลต่างอุณหภูมิ)

ความร้อนสำหรับการลดอุณหภูมิของคาร์บอนไดออกไซด์, $H_{ก}$
= ปริมาณโมลคาร์บอนไดออกไซด์ x น.น. โมเลกุล
x ความร้อนจำเพาะ x ผลต่างอุณหภูมิ

ปริมาณความร้อนที่ต้องขจัดออกมีค่าดังตารางที่ ก.6

ตารางที่ ก.6 ปริมาณขจัดความร้อนจากคอนเดนเซอร์ที่ช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ

ช่วงอุณหภูมิ (°F)	ผลต่างอุณหภูมิ (°F)	H_s บีทียู/ชม.	H_L บีทียู/ชม.	H_T บีทียู/ชม.	ความร้อนรวม บีทียู/ชม.
190-182	8	6,563.72	42.31	45.46	6,651.49
182-164	18	5,951.82	47.39	102.28	6,101.49
164-146	18	2,730.54	25.09	102.28	2,857.91
146-128	18	1,413.61	14.13	97.63	1,525.37
128-110	18	804.90	7.98	97.63	910.51
รวม					18,046.77

เลือกใช้เครื่องควบแน่น มีรัศมีวงนอกของเปลือก (Shell) = 254 มม. (10 นิ้ว)

ขนาดท่อภายใน = 95 มม. (3/8 นิ้ว)

ระยะห่างของท่อ = 15.88 มม. (5/8 นิ้ว)

จำนวนท่อ = 100 ท่อ

อุณหภูมิน้ำหล่อเย็นเข้า = 26.7 องศาเซลเซียส(80°F)

อุณหภูมิน้ำหล่อเย็นออก = 32.2 องศาเซลเซียส(90°F)

อัตราการไหล = 18,046.77/(90-80)

= 1,804.7 ปอนด์/ชม.

a_t = $(N_t \times a'_t)/(2 \times 144)$

= $(100 \times 0.06)/(2 \times 144)$

= 0.0208 ตารางฟุต

G_t = W/a_t

= 1,804.7/0.0208

= 86,764.42 ปอนด์/ตารางฟุต/ชม.

V = $G_t/3,600\rho$

= 86,764.42/(3,600 x 62.5)

= 0.39 ฟุต/วินาที

จากรูปที่ ก.12 $h_i \simeq 100$

การคำนวณหางตัวถัง

a_s = $IDxC'xB/144xP_t$

= 10x0.25x10/144x0.625

= 0.278 ตารางฟุต

D_e = $4x(P_t^2 - d_o^2/4)/ d_o$

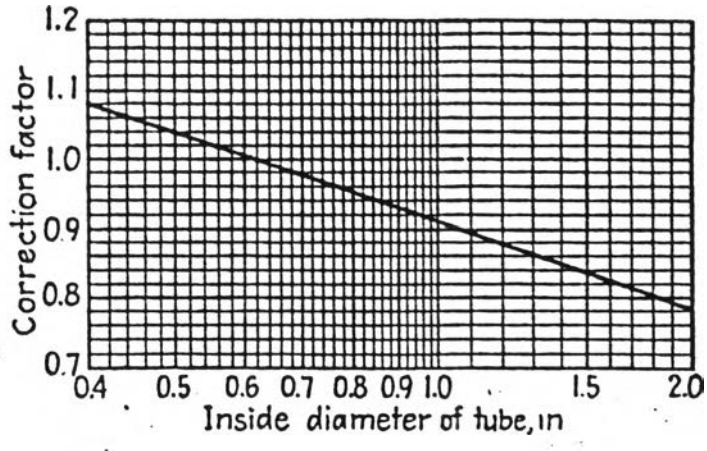
= 0.95 นิ้ว

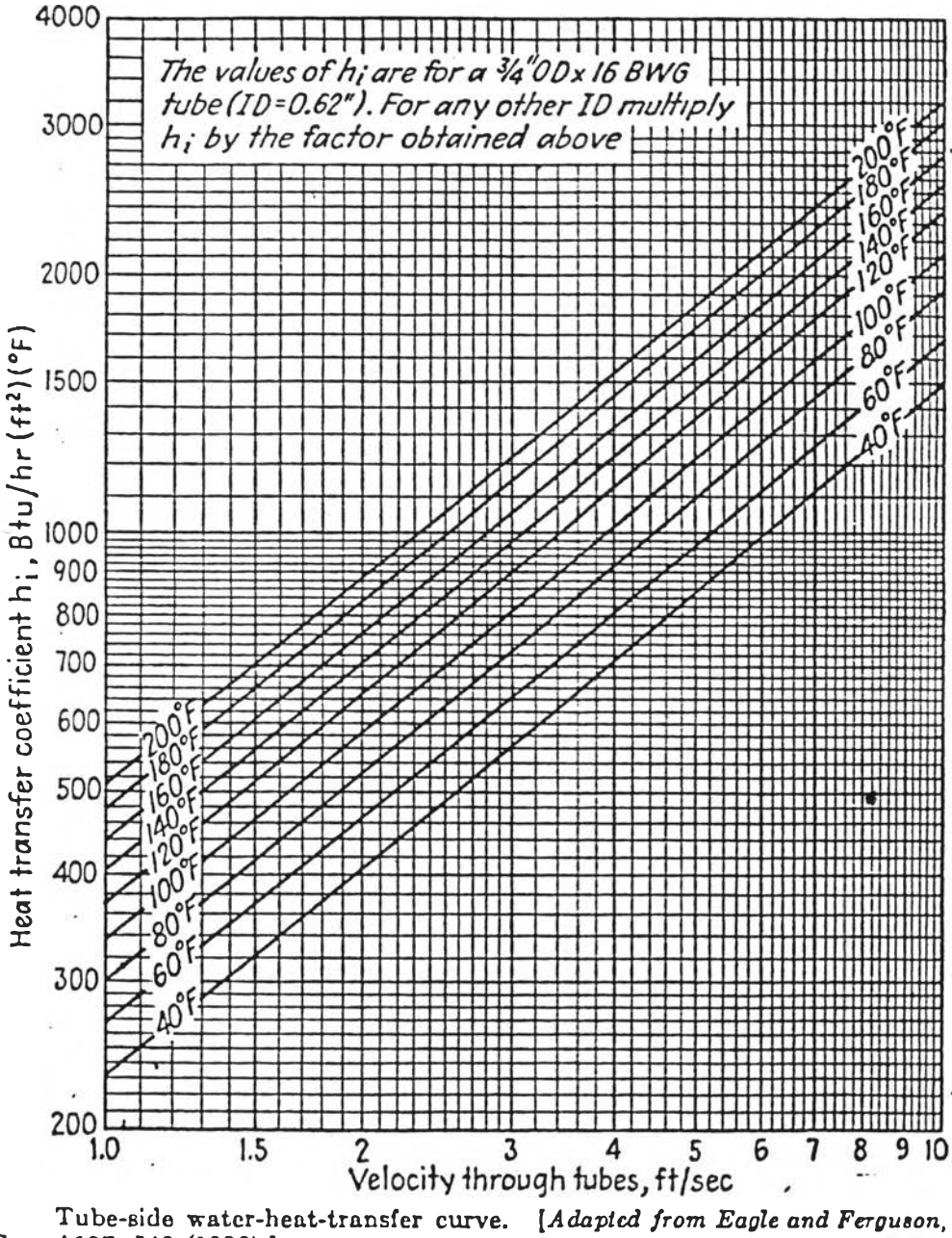
G_s = ปอนด์แก๊สที่ผ่าน/a_s

R_e = $D_e G_s/u$

h_o = $j_H(K/D_e)(Cu/K)^{1/3}$

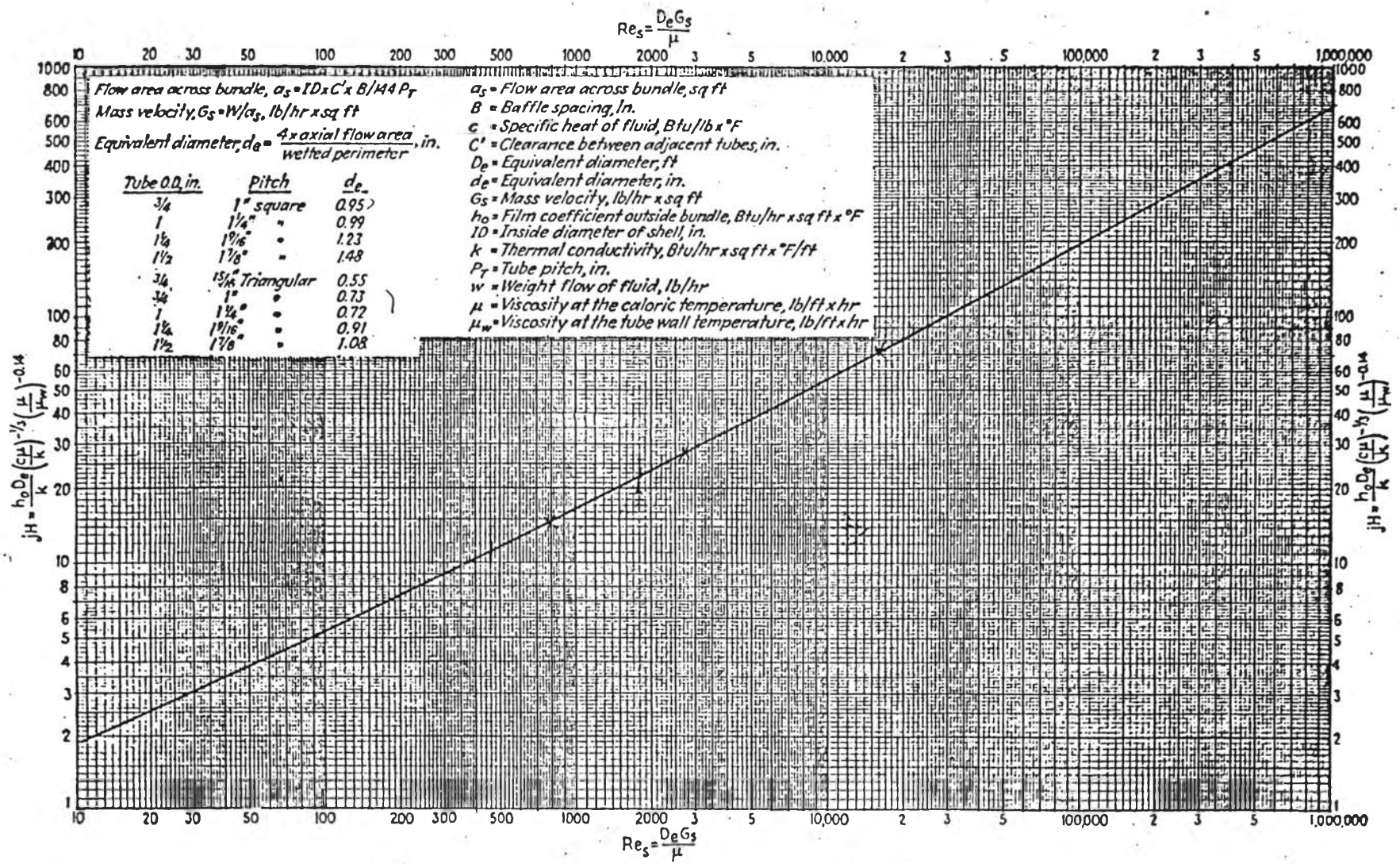
อ่านค่า j_H จากรูปที่ ก.11





Tube-side water-heat-transfer curve. [*Adapted from Eagle and Ferguson, Proc. Roy. Soc.*, A127, 540 (1930).]

รูปที่ ก.12 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนด้านท่อ



รูปที่ ก.13 ค่าสัมประสิทธิ์ความร้อนเทียบกับค่าเรย์โนลด์

ตารางที่ ก.7 ค่าทางเทอร์โมไดนามิกค์ของน้ำและคาร์บอนไดออกไซด์

อุณหภูมิ	CO_2	H_2O	CO_2	H_2O
190	0.0127	0.0132	0.017	0.0118
182	0.0124	0.0131	0.017	0.0115
164	0.0119	0.0129	0.0166	0.0112
146	0.0115	0.0125	0.0162	0.0110
128	0.011	0.0122	0.0158	0.0107
110	0.009	0.012	0.0156	0.0105

จากสมการ $h_o(T_g-T_c)+[K_cM_v\lambda(P_v-P_c)] = h_{io}(T_c-T_w)$

การคำนวณจุดที่ 1

G_m = 26.86/0.278

= 96.62 ปอนด์/ชม./ตารางฟุต

ค่าเฉลี่ย C_p = [(25.84x0.22)+(1.02x0.45)]/26.86

= 0.229 บีทียู/ปอนด์/องศาฟาเรนไฮท์

ค่าเฉลี่ย K = [(25.84x0.0127)+(1.02x0.0132)]/26.86

= 0.0127 บีทียู/(ชม.ตารางฟุต).(องศาฟาเรนไฮท์/ฟุต)

ค่าเฉลี่ย u = [(25.84x0.0.017)+(1.02x0.0118)]/26.86

= 0.017 ปอนด์/ฟุต.ชม.

น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ย

Re_m = $D_m.G_m/\mu$

= 44x[0.587/(0.587+1.02)]+18[1.02/(0.587x1.02)]

= 27.50

Re_s = (0.95/12)x(96.62)/(0.017)

= 451

หาค่า j_H จากรูปที่ 11 = 11

h_o = $j_H(k/D_s)(c\mu/k)^{1/3}$

K_G = $h_o(c\mu/K)^{2/3}/cP_{gf}M_m(\mu/\rho.k_d)^{2/3}$

$(c\mu/K)$ = (.229x0.017/0.0127)

= 0.3065

h_o = $11x0.0127x(12/0.95)x(0.3065)^{1/3}$

= 1.19

$(\mu/\rho K_d)$ = 0.62 [17]

K_G = $1.19x(0.3065)^{2/3}/0.229\ P_{gf}$ x 27.50 x 0.62

= $0.139/P_{gf}$

จุดที่ 1

T_g = 190 °F ; P_v = 9.32/14.7 = 0.634 บรรยากาศ

P_g = 1-0.634 = 0.366 บรรยากาศ

T_w = 90 °F

ทดลองค่า T_c = 120 °F ; P_c = 1.6927/14.7 = 0.115 บรรยากาศ

P'_g = 1-0.115 = 0.885 บรรยากาศ

P_{gf} = $(P'_g-P_g)/(\ln P'_g/P_g)$

= (0.885-0.336)/ln(0.885/0.366)

= 0.588

$h_o(T_g-T_c)+K_gM_v\lambda(P_v-P_c)$ = $h_{io}(T_c-T_w)$ = $U\Delta T$

$1.19(190-120)+(0.139/0.588)x18x1,025.8(0.634-0.115)$

= 100(120-90)

2,348.7 = 3,000

ค่าทั้งสองไม่ใกล้เคียงกัน จะทดลองค่าใหม่

T_c = 115 ; P_c = 1.484/14.7 = 0.101 บรรยากาศ

P'_a = 1-0.101 = 0.899 บรรยากาศ

P_{af} = (0.913-0.366)/ln(0.913/0.366) = 0.593 บรรยากาศ

$h_o(T_a-T_c)+K_aM_v\lambda(P_v-P_c) = h_{io}(T_c-T_w)$

119(190-115)+(0.139/0.593)x18x1,028x(0.634-0.101)

= 103(115-90)

2,401.06 2,500

ค่าทั้งสอง มีค่าค่อนข้างใกล้เคียง

นั่นคือ $U\Delta T$ = 2,450.53

T_c = 114.5 องศาฟาเรนไฮท์

จุดที่ 2-5 ใช้วิธีเดียวกันนี้หาค่า $U\Delta T$ ออกมา ดังตารางที่ ก.8

ตารางที่ ก.8 พื้นที่ที่ช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ ของคอนเดนเซอร์

ช่วงที่	$U\Delta T$	ปริมาณความร้อน	พื้นที่ (ตารางฟุต)
1	2,450	6,651.49	2.71
2	1,113	6,101.49	5.48
3	645	2,857.91	4.43
4	380	1,525.37	4.01
5	210	910.51	4.34
รวม			21.97

คิดค่าเผื่อการออกแบบ 1.5 จะได้พื้นที่ = 21.97x1.5

= 33 ตารางฟุต

ความยาวท่อ = 33x144/100x x3/8

= 40.63 นิ้ว

= 1,024.5 มม.

ก.8 การคำนวณหอดูดความชื้น

ข้อกำหนด 1. ระยะเวลาดำเนินการ 8 ชั่วโมง

2. อัตราการไหลของแก๊ส 40 ลบ.เมตร/ชม.

3. แก๊สขาเข้าอิ่มตัวที่อุณหภูมิ 95 องศาฟาเรนไฮท์

4. ความหนาแน่นของซิลิกา 45 ปอนด์/ลบ.ฟุต

จากรูปที่ ก.13 ได้ทำปริมาณไอน้ำในสายแก๊สมีค่า 0.031 ปอนด์/ปอนด์อากาศ

$w = 0.031 \times 0.072 \times 10^{6}$

= 2,232 ปอนด์/ล้าน ลบ.ฟุต

$q = 0.054[(40 \times 35.4 \times 24/10^{6})(12/14)^{2}]w$

= 3 ปอนด์/ชม./ตารางฟุต

$Vg = (30 \times 35.31 \times 4)[(14/12)^{2} \times 60]$

= 22.03 ฟุต/นาที

$H_z = 375[(2.25)^{0.7895}/(16.52)^{0.6606} \times (100)^{0.2646})]$

= 56.35 นิ้ว

= 4.7 ฟุต

จาก $\theta_b = (0.01.p .X.hT)/q$

$X.hT = 0\ q/0.01p$

= 4x3/0.01x45

= 26.67

จาก $X.H_T = (X_o.hT)-(0.45\ h_z\ X_o)$

$26.67 = (14.4.h_T)-(0.45x4.7x14.4)$

$h_T = 4$ ฟุต

เลือกค่า $h_T = 4$ ฟุต

$4X = (14.4x4)-(0.45x4.7x14.4)$

$X = 6.786$ ปอนด์/100 ปอนด์ซิลิกา

ปริมาณน้ำที่คงเหลือหลังการรีเจนเนอเรท $= X_o-X$

$= 14.4-6.786$

$= 7.614$ ปอนด์/100 ปอนด์ซิลิกา

ปริมาณไอน้ำที่สมดุลย์กับค่านี้ $= [17.5/(760-17.5)]x(18/25.91)$

$= 0.016$ ปอนด์/ปอนด์อากาศแห้ง

จากรูปที่ ก.14 พบว่า จุดน้ำค้างประมาณ 21.7 องศาเซลเซียส

การคำนวณการรีเจนเนอเรทของหอดูดความชื้น

ข้อกำหนด 1. ช่วงเวลาที่ใช้ในการรีเจนเนอเรท 2.5 ชั่วโมง

2. ช่วงเวลาคูลลิ่ง

ข้อมูล $T_1 = 35\ ^{\circ}C$

$T_2 = 110\ ^{\circ}C$

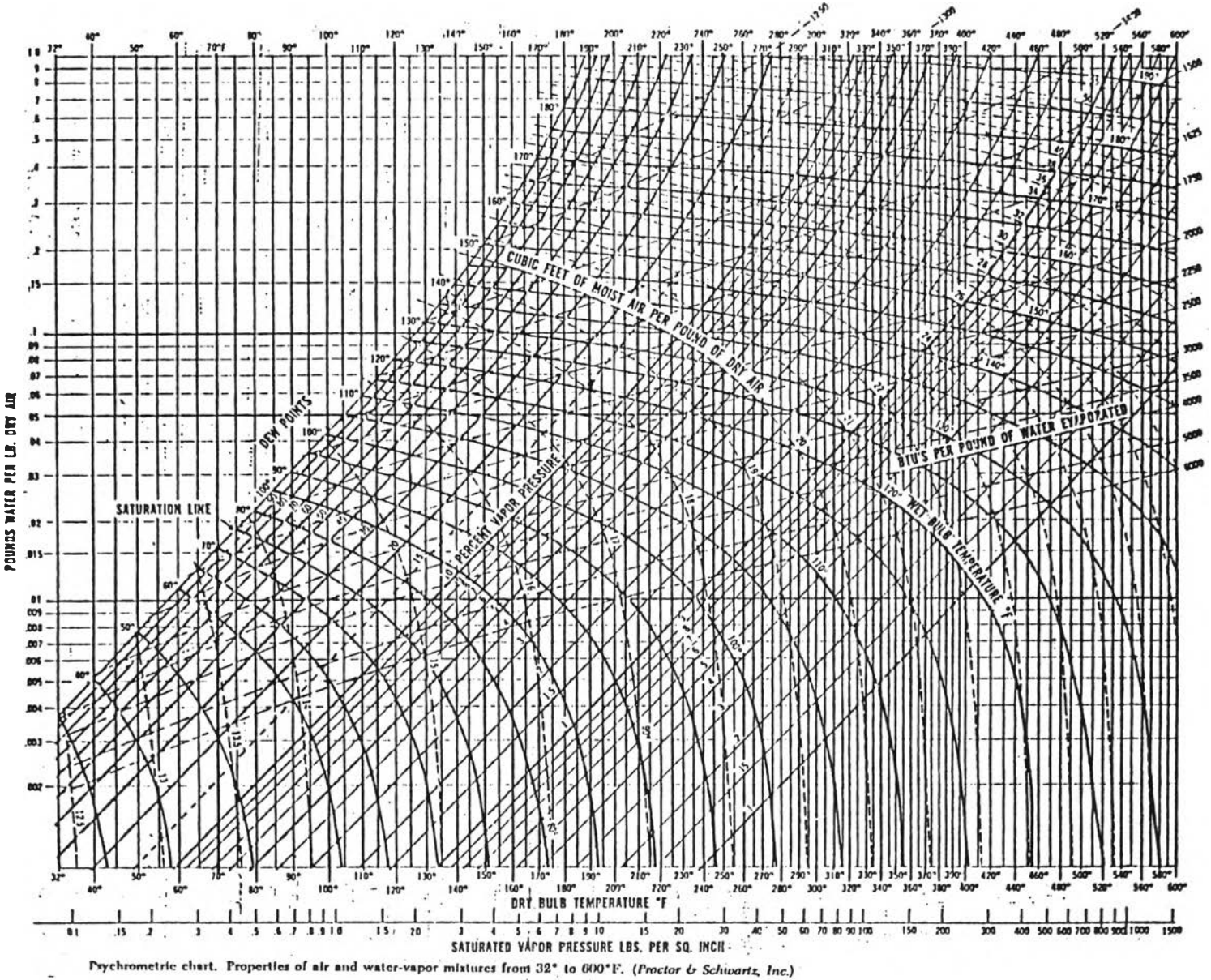
$T_3 = 127\ ^{\circ}C$

$T_4 = 175\ ^{\circ}C$

$T_5 = 50\ ^{\circ}C$

$T = 116\ ^{\circ}C$

$T_H = 194\ ^{\circ}C$



Psychrometric chart. Properties of air and water-vapor mixtures from 32° to 600°F. (*Proctor & Schwartz, Inc.*)

รูปที่ ก.14 ค่าความชื้นในบรรยากาศ

C_p Silica gel = 0.22 Btu/lb°F

C_p เหล็ก = 0.12 Btu/lb°F

C_p อากาศ = 0.25 Btu/lb°F

น้ำหนักตัวถัง = 178 ปอนด์

น้ำหนักซิลิกา = 156.6 ปอนด์

ความหนาแน่นอากาศ = 0.076 ปอนด์/ลบ.ฟุต

ความร้อนของการดูดซับ = 1,400 บีทียู/ปอนด์

ปริมาณน้ำที่ต้องขจัดออก = 14.4-7.48

= 6.92 ปอนด์/100 ปอนด์ซิลิกาเจล

H_α = [156.6x0.22x(110x35)x1.8]

+[178x0.12x(110-35)x1.8]

+[(6.92x156.6/100)x1x(110-35)x1.8]

= 4,651.02+2,883.6+1,462.96

= 8,997.58 บีทียู

H_β = [156.6x0.22x(127-110)x1.8]

+[(6.92x156.6/100)x1x(127-110)x1.8]

+[(6.92x156.6/100)x1,400]

+[178x0.12x(127-110)x1.8]

= 1,054.23+331.60+15,171.41+653.62

= 17,210.86 บีทียู

H_c = [156.6x0.22x(175-127)x1.8]

+[178x0.12x(175-127)x1.8]

= 2,976.65+1,845.50

= 4,822.15 บีทียู

H_D = [156.6x0.22x(175-50)x1.8]

+[178x0.12x(175-50)x1.8]

= 7,751.7+4,806

= 12,557.7 บีทียู

เมื่อ m เป็นอัตราการไหลของอากาศ

H_A = $mC_{p\ air}(T_H-T_A)\theta_A$

T_A = $(T_1+T_2)/2$ = 72.5 องศาเซลเซียส

H_A = mx0.25x0 x121.5x1.8 = 8,997.58

θ_A = 164.56/m .....(A)

H_B = $mC_{p\ air}(T_H-T_B)\theta_B$ = 17,210.86

T_B = $(T_2+T_3)/2$ = 118.5

θ_B = 506.57/m .....(B)

H_C = $mC_{p\ air}(T_H-T_C)\theta_C$ = 4,822.15

T_C = $(T_3+T_4)/2$ = 145.5

θ_C = 220.95/m .....(C)

H_C = $mC_{p\ air}(T_D-T_1)\theta_D$ = 12,557.7

T_D = $(T_4+T_5)/2$ = 112.5

θ_D = 446.5/m .....(D)

เวลาในการรีเจนเนอเรทจะไม่ให้เกิน 2.5 ชั่วโมง

$\theta_A + \theta_B + O_C + O_D$ = 2.5

m = 535.432 ปอนด์/ชั่วโมง

O_A = 0.307 ชั่วโมง

θ_b = 0.946 ชั่วโมง

O_c = 0.413 ชั่วโมง

O_b = 0.834 ชั่วโมง

ช่วงเวลาของการให้ความร้อน = $\theta_A + \theta_B + O_C$

= 1.666 ชั่วโมง

ชดลวดความร้อนจะต้องให้ความร้อนทั้งสิ้น = $mC_{p\ air}(T_H - T_1)$

= 21,283.42 บีทียู

ขนาดของชดลวดความร้อน = 21,283.42/1.666

= 12,775.16 บีทียู/ชม.

คิดค่าสูญเสียความร้อนของชดลวด 20 เปอร์เซ็นต์

ขนาดของชดลวดความร้อน = 15,968.95 บีทียู/ชม.

= 4.68 กิโลวัตต์

คิดค่าเผื่อการออกแบบ 30 เปอร์เซ็นต์ 6 กิโลวัตต์

อัตราการไหลของแก๊สเข้าระบบรีเจนเนอเรท

= 535.43/0.076

= 7,045 ลบ.ฟุต/ชม.

= 199 ลบ.เมตร/ชม.

200 ลบ.เมตร/ชม.

ก.9 การคำนวณราคาแก๊สสังเคราะห์จากเตาผลิตแก๊สสังเคราะห์

ข้อมูล 1. CO = 15.66 %, H_2 = 8.14 %, CH_4 = 0.64 %

ที่ 1 ลบ.เมตร มีจำนวนโมลของแก๊สต่าง ๆ ดังนี้

CO = (1,000/22.4)x0.1566

= 6.99 กรัมโมล

H_2 = (1,000/22.4)x0.0814

= 3.6 กรัมโมล

CH_4 = (1,000x0.0064)/22.4

= 0.2857 กรัมโมล

ค่าความร้อนในการเผาไหม้ [Perry]

CO = 67.6361 กิโลแคลอรี่/โมล

H_2 = 68.3174 กิโลแคลอรี่/โมล

CH_4 = 212.798 กิโลแคลอรี่/โมล

ปริมาณความร้อนที่ได้ = (67.6361x6.99)+(68.3174x3.6)
+(212.798x0.2857)

= 779.54 กิโลแคลอรี่/โมล

แก๊สนี้ มาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิงที่คิดเป็นถ่าน 6.7 กก./ชม. ได้อัตราการไหลแก๊ส 45 ลบ.เมตร/ชม.

ปริมาณถ่านที่ใช้ต่อหนึ่งลูกบาศก์เมตรแก๊สสังเคราะห์

= 6.7/45

= 0.15 กก./ลบ.เมตรแก๊ส

ราคาถ่าน 4.3 บาท/กก. จะได้ราคาแก๊ส = 0.6465 บาท/ลบ.เมตรแก๊ส

= (0.6465/779.54)x1,000

= 0.83 บาท/1,000 กิโลแคลอรี่

ก.10 การคำนวณหาเวลาที่เพิ่มขึ้นในหอดูดความชื้น

ข้อมูล	1. ความชื้นขาเข้ามีจุดน้ำค้าง	26	องศาเซลเซียส
	2. อัตราไหลของแก๊ส	40	ลบ.เมตร/ชม.
	3. ความสูงหอ	1,200	มม. (4 ฟุต)

การคำนวณ ใช้หลักการเดียวกับภาคผนวก ก.8

ปริมาณความชื้น = 0.02 ปอนด์/ปอนด์อากาศ

ความหนาแน่นในอากาศ = 0.072 ปอนด์/ลบ.ฟุต

$w = 0.02 \times 0.072 \times 10^6$

= 1,440 ปอนด์/ล้าน ลบ.ฟุต

$q = 0.054[(40 \times 35.4 \times 24/10^6) \times (12/14)^2]w$

= 1.94 ปอนด์/ชม./ตร.ฟุต

$V_g = (40 \times 35.13 \times 4)/[(14/12)^2 \times 60]$

= 22.03

$H_z = 375 \times (1.94)^{0.7895}/[(22.03)^{0.6506} \times (100)^{0.2646}]$

= 34.09 นิ้ว

= 2.84 ฟุต

$X.H_T = X_s.H_T - 0.45 H_z X_s$

$X = [(14.4 \times 4) - 0.45(2.84)(14.4)]/4$

= 9.8 ปอนด์/100 ปอนด์ซิลิกา

$\theta_b = 0.01\ p \times H_T/q$

$= (0.01 \times 45 \times 9.8 \times 4)/1.94$

= 9.09 ชม.

ก.11 การคำนวณเวลาที่ใช้ในการรีเจนเนอเรท เมื่อใช้อัตราไหล 75 ลบ.เมตร/ชม.

ข้อมูล 1. อัตราไหลแก๊ส 75 ลบ.เมตร/ชม.
2. ขดลวดความร้อนที่ใช้ 3 กิโลวัตต์

การคำนวณ ใช้หลักการเดียวกันกับภาคผนวก ก.8

$\theta_A + \theta_B + \theta_C + \theta_D$ = (164.56/m)+(506.57/m)
+(220.95/m)+(446.5/m)
= 1,338.58/m

m/p = 75 ลบ.เมตร/ชม.

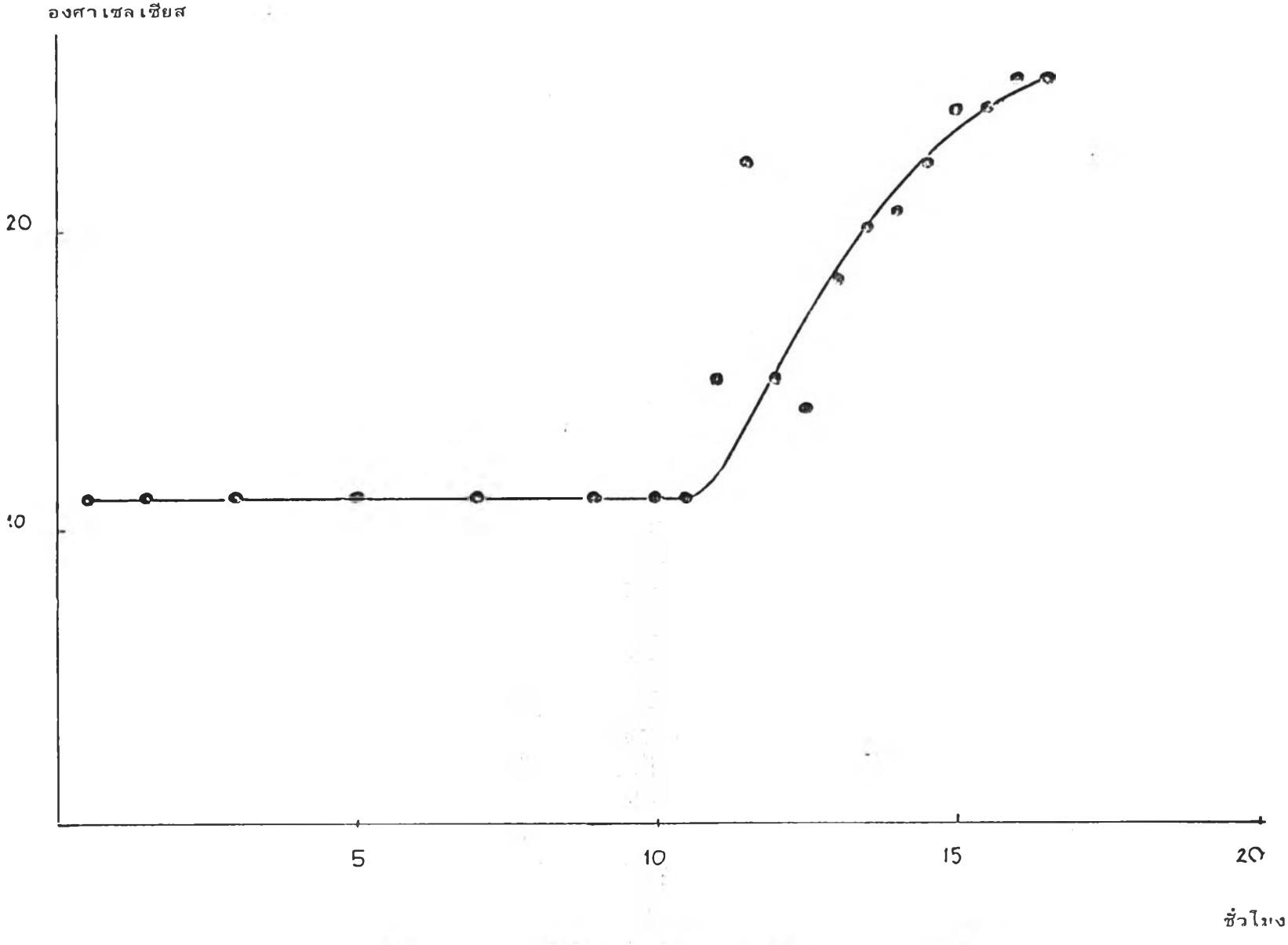
m/p = (75x1,000)/35.31
= 2,124.04 ลบ.ฟุต/ชม.
= 2,124.04x0.076
= 161.43 ปอนด์/ชม.

เวลาทั้งหมด = 8.29 ชม.

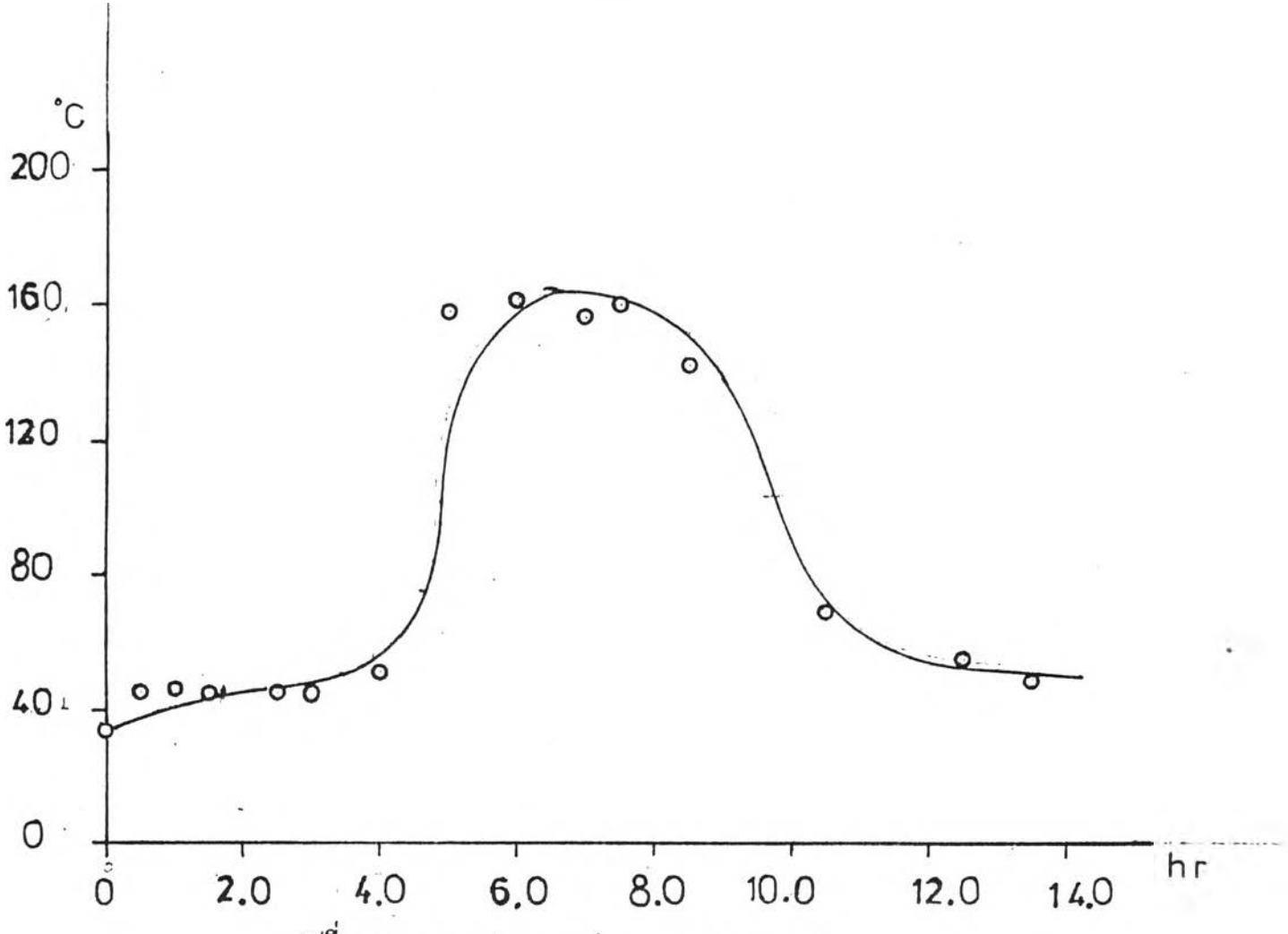
ภาคผนวก ข.1 ข้อมูลการทดลองเดินเครื่องเตาผลิตแกสสังเคราะห์

NO	SAMPLE #	G.TEMP	OUT T.	SC. TEMP	H2	CO	CH4	N2	O2	CO2	CO+H2 %	REMARK
1	G05/01	815	142	41	11.03%	12.03%	8.09%	53.10%	1.27%	14.42%	23.06%	
2	C04/02	615	142	41	8.56%	8.67%	7.91%	62.04%	0.76%	12.12%	17.23%	
3	G06/01	848	136	33	5.79%	5.61%	1.21%	55.46%	1.13%	26.78%	15.40%	
4	C05/02	848	136	33	10.11%	5.92%	1.26%	69.43%	1.27%	12.02%	16.03%	
5	G07/01	852	136	33	9.73%	9.89%	0.41%	53.76%	0.75%	15.46%	19.62%	
6	C06/02	852	138	33	8.91%	8.74%	0.36%	69.56%	0.85%	11.56%	17.64%	
7	G08/01	1037	206	32	5.73%	9.09%	0.00%	71.29%	0.65%	13.23%	14.83%	
8	C07/02	1034	227	34	7.14%	12.77%	5.97%	62.52%	1.04%	10.77%	19.91%	
9	C08/02	916	172	33	9.05%	9.92%	0.95%	65.47%	1.23%	13.34%	19.01%	
10	C09/02	1162	178	31	7.82%	14.21%	0.60%	55.47%	1.10%	10.06%	21.82%	
11	C10/02	1181	175	31	7.04%	13.80%	0.35%	65.03%	1.39%	11.41%	20.85%	
12	G10/01	1051	175	32	7.69%	15.76%	0.51%	63.53%	0.72%	11.10%	23.78%	
13	C11/02	1123	175	33	7.12%	12.42%	0.23%	67.31%	1.11%	11.80%	19.54%	
14	C12/02	1063	178	31	7.80%	11.23%	0.36%	65.33%	0.80%	13.67%	18.83%	
15	C13/02	1042	176	31	6.54%	12.54%	0.20%	67.81%	1.10%	11.41%	19.48%	
16	C14/02	1078	168	31	6.46%	17.07%	0.06%	65.16%	1.15%	10.62%	23.53%	
17	C15/02	1081	173	31	6.59%	16.90%	0.02%	65.24%	0.82%	10.35%	23.47%	
18	C16/02	1020	173	32	6.25%	15.10%	0.21%	66.55%	1.07%	10.82%	21.34%	
19	C17/02	827	176	33	8.21%	14.26%	0.65%	64.76%	2.16%	10.01%	22.46%	
20	G11/01	827	176	33	7.06%	13.86%	0.62%	67.59%	0.83%	10.04%	21.72%	
21	C18/02	807	179	32	7.64%	12.06%	0.21%	65.57%	1.14%	10.53%	19.70%	
22	C19/02	809	174	31	7.10%	13.52%	0.06%	66.11%	0.74%	10.50%	20.62%	
23	C20/02	702	166	32	4.97%	15.17%	0.00%	69.31%	5.60%	10.27%	24.14%	
24	C21/02	718	184	34	5.24%	18.86%	0.00%	65.63%	5.16%	10.35%	24.10%	
25	C22/02	720	182	33	6.01%	15.31%	0.00%	70.23%	1.01%	12.32%	21.32%	
26	C23/02	729	177	34	7.34%	15.57%	0.00%	73.14%	2.65%	7.27%	22.91%	
27	C24/02	953	172	33	5.92%	12.74%	0.00%	69.73%	0.92%	10.67%	18.67%	
28	C25/02	710	178	33	1.81%	15.84%	0.35%	74.82%	4.76%	2.32%	17.65%	
29	C27/02	763	167	34	6.32%	12.35%	1.94%	69.26%	4.10%	5.03%	18.68%	
30	C28/02	771	169	36	10.14%	16.92%	0.59%	65.87%	1.19%	5.73%	27.06%	
31	C29/02	718	220	32	6.46%	15.46%	0.14%	70.37%	2.57%	4.98%	21.92%	
32	C30/02	810	177	34	6.36%	12.94%	0.02%	75.66%	1.46%	3.57%	19.30%	
33	C31/01	822	181	32	11.44%	11.33%	0.00%	69.12%	0.58%	7.53%	22.77%	
34	C32/01	1022	171	32	8.33%	17.23%	0.00%	72.28%	0.62%	0.54%	25.56%	
35	C33/01	920	157	33	7.96%	15.11%	0.00%	73.82%	0.60%	2.57%	23.07%	
36	C34/01	834	178	33	8.06%	16.51%	0.00%	70.22%	0.59%	4.66%	24.57%	
37	C32/02	822	182	32	9.01%	11.96%	0.00%	74.45%	0.62%	3.95%	21.87%	
38	C33/02	1058	184	34	5.87%	15.94%	0.00%	69.12%	0.58%	5.49%	21.81%	
39	C34/02	1053	191	32	8.69%	16.46%	0.00%	71.05%	0.60%	3.20%	25.15%	
40	C35/02	966	177	34	10.49%	17.87%	0.00%	64.45%	0.59%	6.56%	28.37%	
41	C36/02	920	157	33	7.84%	16.51%	0.00%	69.07%	0.59%	5.99%	24.35%	
42	C38/02	830	184	34	9.14%	16.95%	0.00%	68.96%	0.59%	5.42%	26.09%	
43	C39/02	768	197	34	9.04%	17.55%	0.00%	66.00%	0.57%	6.84%	26.59%	
44	C40/02	772	210	34	8.77%	16.81%	0.00%	69.35%	0.56%	5.40%	25.58%	
45	C41/02	658	201	33	8.50%	15.27%	0.00%	67.75%	0.58%	7.91%	23.77%	
46	C42/02	993	178	33	7.96%	19.91%	0.05%	62.52%	3.61%	5.75%	27.71%	
47	C45/02	924	176	33	7.65%	21.47%	0.73%	61.35%	2.44%	5.33%	29.12%	
48	C48/02	941	199	33	6.64%	22.95%	0.02%	63.81%	1.49%	4.71%	29.59%	
49	C47/02	903	224	35	6.86%	25.91%	0.00%	61.10%	0.95%	5.18%	32.77%	
50	C49/02	914	232	33	6.00%	24.87%	0.00%	61.66%	1.30%	6.01%	30.87%	

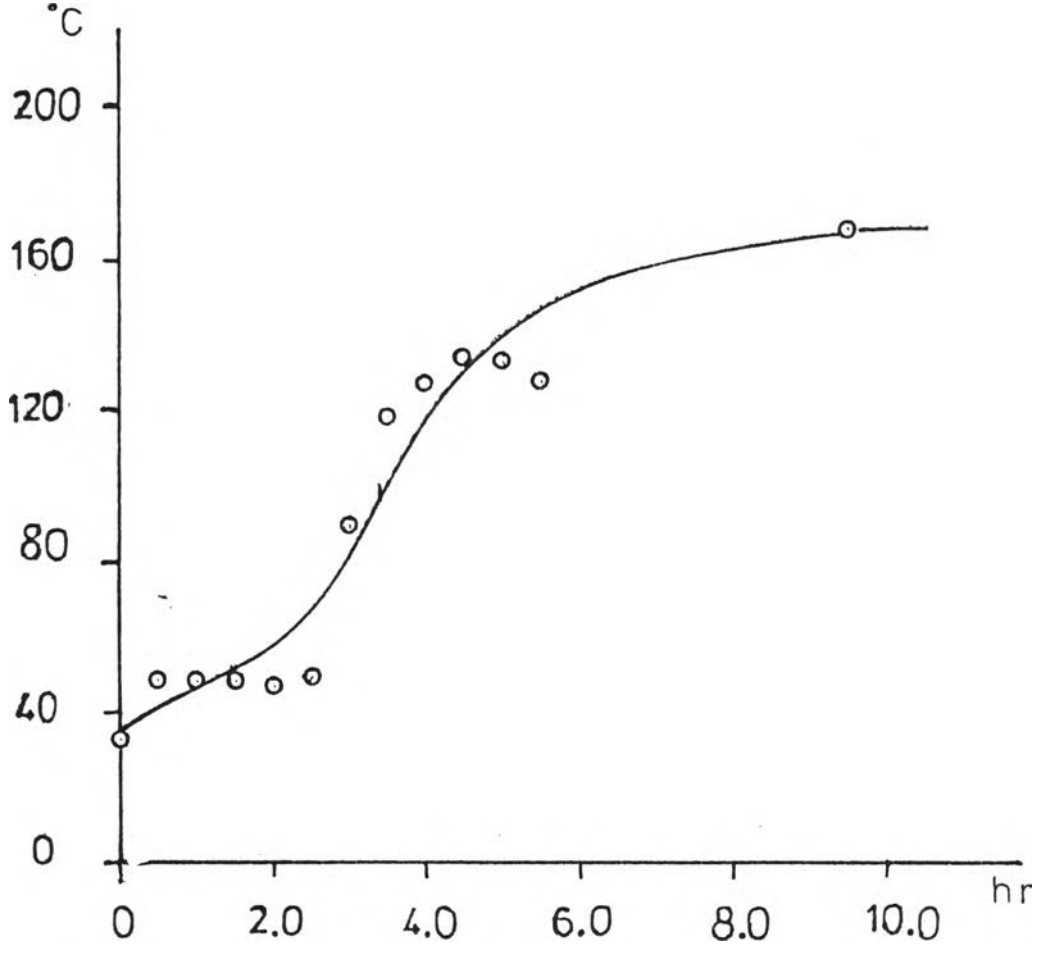
NO	SAMPLE #	B.TEMP	OUT T.	SC. TEMP	H2	CO	CH4	N2	O2	CO2	CO+H2 %	REMARKS
51	C49/02	999	257	32	4.22%	22.13%	0.00%	65.16%	2.12%	6.37%	26.35%	
52	C50/02	972	172	33	12.17%	20.56%	1.76%	57.46%	0.94%	7.11%	32.73%	
53	C53/02	988	196	33	11.51%	20.35%	0.64%	59.67%	1.03%	6.80%	31.86%	
54	C54/02	970	201	32	10.65%	22.06%	0.41%	59.21%	M.02%	6.65%	32.71%	
55	C55/02	1044	189	32.5	11.02%	18.02%	0.44%	61.30%	1.15%	8.07%	29.04%	
56	C56/02	1077	196	33	10.61%	18.51%	0.42%	60.90%	1.35%	8.21%	29.12%	
57	C57/02	937	155	33	10.49%	17.09%	0.42%	61.30%	1.24%	9.46%	27.58%	
58	C58/02	1097	199	34	11.15%	15.02%	0.31%	61.48%	1.03%	11.01%	26.17%	
59	C59/02	970	244	31	11.04%	19.06%	0.03%	59.83%	0.79%	9.26%	30.10%	
60	C60/02	1020	241	32	10.82%	18.36%	0.09%	66.02%	1.22%	3.45%	29.18%	
61	C61/02	965	244	31	7.32%	16.02%	0.06%	67.51%	4.25%	4.84%	23.34%	
	AVERAGE	617	105	33	9.14%	15.66%	0.64%	15.24%	1.41%	5.84%	23.79%	
	STD.VAR	128	26	2	2.02%	4.15%	1.50%	5.42%	1.23%	4.12%	4.44%	
	VARIENCE	16496	688	4	0.04%	0.17%	0.03%	0.21%	0.02%	0.17%	0.20%	
	MAXIMUM	1161	287	41	12.17%	25.91%	3.09%	66.32%	6.78%	28.78%	32.73%	
	MINIMUM	638	136	30	1.81%	5.61%	0.00%	57.10%	0.67%	0.54%	14.35%	



รูปที่ ข.1 แสดงจุดน้ำค้างของแก๊สสังเคราะห์ที่ผ่านระบบดูดความชื้น



รูปที่ ข.2 แสดงค่าอุณหภูมิที่เวลาต่าง ๆ ที่ทำรีเจนเนอเรทที่อัตรา 75



รูปที่ ข.3 แสดงค่าอุณหภูมิที่เวลาต่าง ๆ ที่ทำรีเจนเนอเรทที่อัตรา 90 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ภาคผนวก ค.

ค.1 สภาวะการวิเคราะห์ด้วยเครื่องแก๊สโครมาโตกราฟี
(Gas-Dchromatography Analytical Conditions)

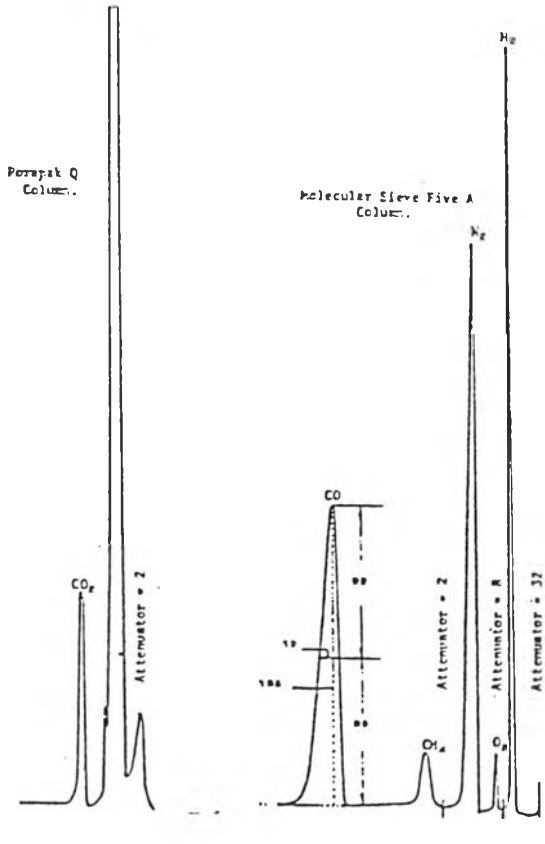
แก๊สนำพา (Carrier Gas)	=	อาร์กอน (argon)
ปริมาณแก๊สนำพา	=	0.5 ลบ.ซม./วินาที
อุณหภูมิของคอลัมน์ (Column Temperature)	=	60 องศาเซลเซียส
อุณหภูมิการฉีดแก๊ส (Injector Temperature)	=	80 องศาเซลเซียส
ระบบตรวจวัด (Detector)	=	ระบบวัดสภาพการนำความร้อน TCD
ความว่องไวระบบตรวจวัด (Sensibility)	=	60 มิลลิแอมป์แปร์

	คอลัมน์ ก	คอลัมน์ ข
ชนิดคอลัมน์ :	MS-5A ขนาด -80+100 mesh	PORAPAK Q; ขนาด -80+100
ขนาดคอลัมน์ :	Ø=1/8 นิ้ว; ยาว 6 ฟุต	Ø=1/8 นิ้ว; ยาว 6 ฟุต
แก๊สที่สามารถแก้วิเคราะห์ได้ เรียงตามลำดับเวลา		
	แก๊สไฮโดรเจน	แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
	แก๊สออกซิเจน	
	แก๊สไนโตรเจน	
	แก๊สมีเทน	
	แก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์	

ค.2 การหาพื้นที่ใต้กราฟ (Peak area)

ในการวัดหาพื้นที่ใต้กราฟ ใช้ไม้บรรทัดแบบย่อส่วนโดยใช้สเกล 1:2.5ซม เมตร วัด โดยกำหนดว่าเลข 10 ในไม้บรรทัดมีค่าเท่ากับ 10 หน่วย จากรูปกราฟที่ 6.1 กราฟ ของ CO ความสูงของกราฟ 198 หน่วย และความกว้างของกราฟที่ครึ่งหนึ่งของความสูงของ กราฟ 12 หน่วย คือ มีพื้นที่ใต้กราฟ 198x12 ตารางหน่วย

หาพื้นที่ใต้กราฟของ	CO	=	2,376	ตารางหน่วย
	CH_4	=	210	ตารางหน่วย
	H_2	=	856.8	ตารางหน่วย
	N_2	=	2,133	ตารางหน่วย
	O_2	=	55.5	ตารางหน่วย



รูปที่ ค.1 แสดงโครมาโทแกรมของแก๊สผสม ๓ ชนิด

ประวัติผู้เขียน

ชื่อ:	นายสาริต จิตต์จงรัก		
เกิด:	5 ธันวาคม 2502	สถานที่	กรุงเทพมหานคร
การศึกษาขั้นต้น:	โรงเรียนราชการุญมูลนิธิ	ธนบุรี	(2507-2510)
การศึกษาขั้นกลาง:	โรงเรียนดิริสาครนิทยา	กรุงเทพมหานคร	(2510-2517)
การศึกษามัธยมปลาย:	โรงเรียนบางกะปิ	กรุงเทพมหานคร	(2517-2519)
การศึกษาระดับปริญญาตรี:	ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์		
	จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย	กรุงเทพมหานคร	(2519-2522)
การศึกษาระดับปริญญาโท:	ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์		
	จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย	กรุงเทพมหานคร	(2525-2530)
ประวัติการทำงาน:	2523-2524	บริษัท กรีนโกลบ จำกัด กรุงเทพมหานคร	
		ตำแหน่งวิศวกรโรงงาน	
	2524-2525	บริษัท ชลประทานซีเมนต์ จำกัด เพชรบุรี	
		ตำแหน่งวิศวกรโรงงาน	
	2527-2529	บริษัท ซิกเนติกส์ ประเทศไทย จำกัด	
		กรุงเทพมหานคร	
		ตำแหน่งวิศวกรซ่อมบำรุงโรงงาน	
	2529-ปัจจุบัน	บริษัท ซีเกทเทคโนโลยี ประเทศไทย จำกัด	
		กรุงเทพมหานคร	
		ตำแหน่งผู้จัดการแผนกซ่อมบำรุงโรงงาน	