เอกสารอ้างอิง

1. Jordan, R.C. and Benjamin Y.H. Liu. Application of Solar Energy for Heating & Cooling of Building. New York: ASHARE , 1977.
2. Patton, A.R. Solar Energy for Heating and Cooling of Building. London: Noves Data, 1975.
3. ASHARE. Guide and Data Book: Absorption Air Conditioning and Refrigeration Equipment. New York: ASHARE, 1963.
4. Yazaki Corporation. Engineering Section. " Solar Cooling and Heating " (n.p.), 1980.
5. Wassburn, E.W., ed. International Critical Tables. Vol. 3, 5 New York: McGraw - Hill Book Co., 1927.
6. Kern, D.Q. Process Heat Transfer. International Student ed. Tokyo: McGraw - Hill Kogakusha, 1950.
7. Jordan, R.C., and Priester, G.B. Refrigeration and Air Conditioning. 2d ed. New Delhi: Prentice - Hall of India Private, 1973.
8. Stoecker, W.F. Refrigeration and Air Conditioning. TMH ed. New Delhi: Tata MeGraw - Hill, 1976.
9. Perry, R.H., and Chilton, C.H., eds. Chemical Engineers' Handbook. 5th ed. Tokyo: McGraw - Hill Kogakusha, 1973.
10. Coulson, J.M., and Richardson, J.F. Chemical Engineering. Vol. 2. 2d ed. London: Pergamon Press, 1968.

ภาคผนวก

หน้า

ตารางแสดงข้อมูลและผลของการทดลองที่ 3.2.2 44

กราฟแสดงอัตราการถ่ายเทมวลสารกับเวลาของการทดลองที่ 3.2.2 49

การคำนวณปริมาณของสารที่ไหลหมุนเวียนในระบบ 50

การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนในส่วนต่าง ๆ ของระบบ 51

การคำนวณขนาดของอุปกรณ์ชิ้นต่าง ๆ

การคำนวณขนาดของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบถังและท่อ .. 55

การคำนวณขนาดของเครื่องผลิต 57

การคำนวณขนาดของเครื่องควบแน่น 61

การคำนวณขนาดของเครื่องระเหย 65

การคำนวณขนาดของเครื่องดูดกลืน 67

สัญลักษณ์ที่ใช้ในการคำนวณ 72

คุณสมบัติบางประการของสารละลายลิเทียมคลอไรด์ 77

ข้อมูลและผลการทดลองที่ 3.2.2

การทดลอง เพื่อหาอัตราการถ่าย เทมวลสารของการดูดกลืน

การทดลองที่ 1

ระดับ	เวลา (นาที)	เวลา เฉลี่ย (นาที)	ความดัน (ทอร์)	อุณหภูมิใน เครื่อง ระ เหย (°ฟ)		อุณหภูมิ เครื่องดูด กลืน (°ฟ)		อัตราการ ดูดกลืนx10^2 ปอนด์/ชม.
				น้ำ	อ่างน้ำ	สารละ-ลาย	อ่างน้ำ	
0	–	–	–	–	–	–	–	–
1.	0	0	18.62	77.9	82.4	86	82.4	–
2.	8.29	4.15	19.41	78.8	82.4	86	82.4	1.786
3.	16.77	12.53	19.80	78.8	82.4	86	82.4	1.746
4.	27.20	21.99	20.59	78.8	82.4	86	82.4	1.415
5.	37.89	32.54	20.98	78.8	82.4	86	82.4	1.388
6.	48.95	43.42	21.77	78.8	82.4	86	82.4	1.336
7.	60.14	54.55	21.77	78.8	82.4	86	82.4	1.323
8.	71.71	65.93	22.95	78.8	82.4	86	82.4	1.283
9.	84.13	77.92	22.95	78.8	82.4	86	82.4	1.190
10.	95.16	89.65	22.95	78.8	82.4	86	82.4	1.336
11.	109.74	102.45	23.35	78.8	82.4	86	82.4	1.018
12.	123.27	116.50	23.35	78.8	82.4	86	82.4	1.097
13.	137.51	130.38	23.35	78.8	82.4	86	82.4	1.045
14.	152.23	144.87	23.35	78.8	82.4	86	82.4	1.005
15.	165.84	159.04	23.35	78.8	82.4	86	82.4	1.084

ความ เร็วแท่งกวนใน เครื่องดูดกลืน = 0

ความ เร็วแท่งกวนใน เครื่องระ เหย = 5.5 - 6

ความ เร็วแท่งกวนในอ่างน้ำรอบ เครื่องระ เหย = 3.5

ความแตกต่างของแต่ละระดับ = 2.466×10^{-3} ปอนด์

ข้อมูลและผลการทดลองที่ 3.2.2

การทดลอง เพื่อหาอัตราการถ่าย เทมวลสารของการดูดกลืน

การทดลองที่ 2

ระดับ	เวลา (นาที)	เวลา เฉลี่ย (นาที)	ความดัน (ทอร์)	อุณหภูมิใน เครื่องระเหย (°ฟ)		อุณหภูมิ เครื่องดูดกลืน (°ฟ)		อัตราการดูดกลืน $\times 10^2$ ปอนด์/ชม.
				น้ำ	อ่างน้ำ	สารละลาย	อ่างน้ำ	
0	0	0	17.05	75.2	78.8	82.4	80.6	-
1.	9.18	4.59	17.44	75.2	78.8	82.4	80.6	1.614
2.	18.11	13.65	17.83	75.2	78.8	82.4	80.6	1.653
3.	27.04	22.57	18.23	75.2	78.8	82.4	80.6	1.653
4.	36.85	31.94	18.62	75.2	78.8	82.4	80.6	1.508
5.	47.08	41.96	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	1.442
6.	58.86	52.97	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	1.257
7.	71.64	65.25	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	1.151
8.	85.47	78.59	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	1.071
9.	100.54	93.01	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.979
10.	117.56	109.05	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.873
11.	135.71	126.64	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.820
12.	151.87	143.79	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.913
13.	169.41	160.64	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.847
14.	187.61	178.51	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.807
15.	203.95	195.78	19.01	75.2	78.8	82.4	80.6	0.906

ความเร็วแท่งกวนในเครื่องดูดกลืน = 0

ความเร็วแท่งกวนในเครื่องระเหย = 5.5 - 6

ความเร็วแท่งกวนในอ่างน้ำรอบเครื่องระเหย = 3.5

ความแตกต่างของแต่ละระดับ $= 2.466 \times 10^{-3}$ ปอนด์

ข้อมูลและผลการทดลองที่ 3.2.2

การทดลอง เพื่อหาอัตราการถ่ายเทมวลสารของการดูดกลืน

การทดลองที่ 3

ระดับ	เวลา (นาที)	เวลาเฉลี่ย (นาที)	ความดัน (ทอร์)	อุณหภูมิในเครื่องระเหย (°ฟ)		อุณหภูมิเครื่องดูดกลืน (°ฟ)		อัตราการดูดกลืน $\times 10^2$ ปอนด์/ชม.
				น้ำ	อ่างน้ำ	สารละลาย	อ่างน้ำ	
0	0	0	15.47	76.1	78.8	84.2	80.6	-
1.	7.28	3.64	16.26	76.1	78.8	84.2	80.6	2.037
2.	16.32	11.80	17.05	76.1	78.8	84.2	80.6	1.627
3.	25.94	21.13	17.83	76.1	78.8	84.2	80.6	1.534
4.	35.02	30.48	18.23	76.1	78.8	84.2	80.6	1.627
5.	45.23	40.13	18.62	76.1	78.8	84.2	80.6	1.455
6.	55.52	50.38	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	1.442
7.	66.66	61.09	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	1.322
8.	79.72	73.19	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	1.137
9.	92.82	86.27	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	1.124
10.	107.23	100.02	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	0.966
11.	122.61	114.92	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	0.966
12.	140.06	131.33	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	0.847
13.	157.53	148.79	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	0.847
14.	175.94	166.73	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	0.803
15.	194.05	184.99	19.01	76.1	78.8	84.2	80.6	0.817

ความเร็วแท่งกวนในเครื่องดูดกลืน = 0

ความเร็วแท่งกวนในเครื่องระเหย = 5.5 - 6

ความเร็วแท่งกวนในอ่างน้ำรอบเครื่องระเหย = 3.5

ความแตกต่างของแต่ละระดับ = 2.466×10^{-3} ปอนด์

ข้อมูลและผลการทดลองที่ 3.2.2

การทดลอง เพื่อหาอัตราการถ่าย เทมวลสารของการดูดกลืน

การทดลองที่ 4

ระดับ	เวลา (นาที)	เวลาเฉลี่ย (นาที)	ความดัน (ทอร์)	อุณหภูมิใน เครื่องระเหย (°ฟ)		อุณหภูมิ เครื่องดูดกลืน (°ฟ)		อัตราการดูดกลืน x 10^2 ปอนด์/ชม.
				น้ำ	อ่างน้ำ	สารละลาย	อ่างน้ำ	
0	0	0	17.83	77	78.8	82.4	20.6	-
1.	9.55	4.78	18.62	77	78.8	82.4	20.6	1.550
2.	19.31	14.43	19.01	77	78.8	82.4	20.6	1.515
3.	28.91	24.18	19.01	77	78.8	82.4	20.6	1.541
4.	39.63	34.27	19.41	77	78.8	82.4	20.6	1.380
5.	52.90	46.27	19.41	77	78.8	82.4	20.6	1.115
6.	65.31	59.11	20.20	77	78.8	82.4	20.6	1.191
7.	79.07	72.19	20.20	77	78.8	82.4	20.6	1.078
8.	91.95	85.51	20.20	77	78.8	82.4	20.6	1.115
9.	106.78	99.37	20.20	77	78.8	82.4	20.6	0.996
10.	121.01	113.89	20.20	77	78.8	82.4	20.6	1.038
11.	138.91	129.96	20.20	77	78.8	82.4	20.6	0.825
12.	156.85	147.88	20.20	77	78.8	82.4	20.6	0.825
13.	175.61	166.23	20.20	77	78.8	82.4	20.6	0.788
14.	191.81	183.71	20.20	77	78.8	82.4	20.6	0.913
15.	212.31	202.06	20.20	77	78.8	82.4	20.6	0.722

ความเร็วแท่งกวนใน เครื่องดูดกลืน = 0

ความเร็วแท่งกวนใน เครื่องระเหย = 5.5 - 6

ความเร็วแท่งกวนในอ่างน้ำรอบ เครื่องระเหย = 3.5

ความแตกต่างของแต่ละระดับ = 2.466×10^{-3} ปอนด์

ข้อมูลและผลการทดลองที่ 3.2.2

การทดลองเพื่อหาอัตราการถ่ายเทมวลสารของการดูดกลืน

การทดลองที่ 5

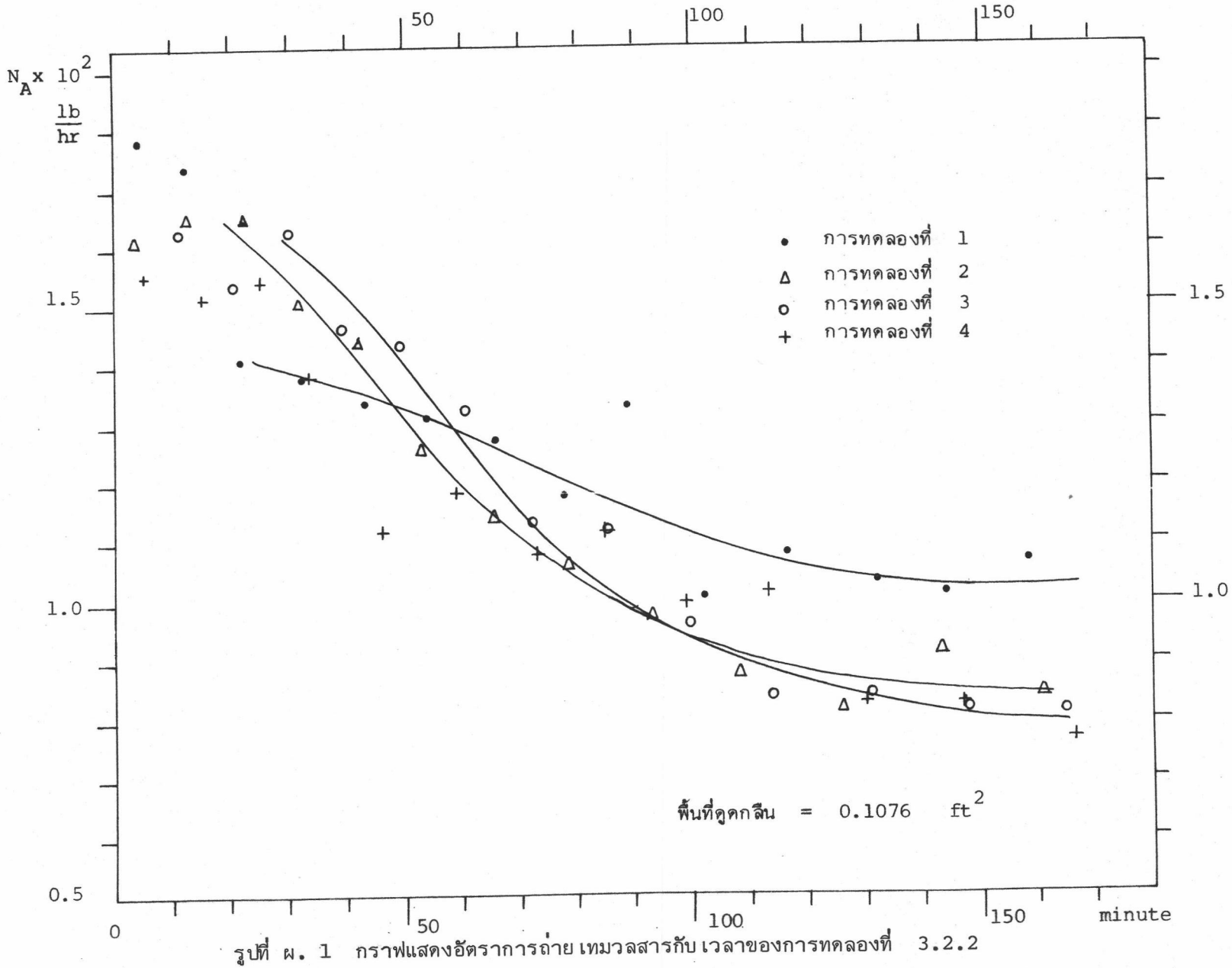
ระดับ	เวลา (นาที)	เวลาเฉลี่ย (นาที)	ความดัน (ทอร์)	อุณหภูมิในเครื่องระเหย ($^{\circ}$ฟ)		อุณหภูมิเครื่องดูดกลืน ($^{\circ}$ฟ)		อัตราการดูดกลืน$\times 10^{2}$ ปอนด์/ชม.
				น้ำ	อ่างน้ำ	สารละลาย	อ่างน้ำ	
0	-	-	-	-	-	-	-	-
1.	0	0	13.89	75.2	80.6	86.0	84.2	-
2.	5.17	2.58	13.89	75.2	80.6	86.0	84.2	2.857
3.	10.23	7.70	13.89	75.2	80.6	87.8	84.2	2.923
4.	15.51	12.87	13.89	73.4	78.8	86.0	84.2	2.804
5	20.75	18.13	13.89	73.4	78.8	87.8	84.2	2.817
6.	25.49	23.12	13.89	73.4	78.8	87.8	84.2	3.122
7.	30.84	28.17	13.89	73.4	78.8	87.8	86.0	2.765
8.	36.47	33.66	13.89	71.6	77.0	87.8	86.0	2.632
9.	41.99	39.23	13.89	69.8	75.2	86.0	86.0	2.672
10.	47.96	44.98	13.89	68.0	73.4	87.8	86.0	2.474
11.	54.65	51.29	13.89	68.0	73.4	87.8	86.0	2.209
12.	61.95	58.30	13.50	66.2	71.6	89.6	86.0	2.024
13.	69.56	65.76	13.50	66.2	71.6	87.8	86.0	1.944
14.	77.25	73.41	13.50	64.4	69.8	89.6	86.0	1.931
15.	85.61	81.43	13.50	64.4	69.8	89.6	86.0	1.772

ความเร็วแท่งกวนในเครื่องดูดกลืน = 6

ความเร็วแท่งกวนในเครื่องระเหย = 5.5 - 6

ความเร็วแท่งกวนในอ่างน้ำรอบเครื่องระเหย = 3.5

ความแตกต่างของแต่ละระดับ = 2.466×10^{-3} ปอนด์



รูปที่ ผ. 1 กราฟแสดงอัตราการถ่ายเทมวลสารกับเวลาของการทดลองที่ 3.2.2

<u>การคำนวณปริมาณของสารที่หมุนเวียนในระบบ</u>

กำหนดให้ความสามารถในการทำความเย็นของเครื่องเย็นนี้เป็น $\frac{1}{5}$ ตันความเย็น หรือ 2400 บีทียู/ชม.

คำนวณปริมาณน้ำ (ตัวทำความเย็น) ที่ไหลหมุนเวียน

ค่าเอนธาลปีของน้ำอิ่มตัว (SATURATED LIQUID) ในเครื่องควบแน่นที่อุณหภูมิ (90°ฟ มีค่า 58 บีทียู/ปอนด์ และค่าเอนธาลปีของไอน้ำอิ่มตัว (SATURATED VAPOR) ในเครื่องระเหยที่อุณหภูมิ 60° ฟ มีค่า 1088 บีทียู/ปอนด์

ปริมาณของน้ำที่ผ่านเครื่องระเหย $= \frac{2400}{1088-58}$ ปอนด์/ชม.

$= 2.33$ "

ทำสมดุลย์ของมวลสารรอบเครื่องผลิตและเครื่องดูดกลืน

$\frac{LiCl}{H_2O+LiCl} = 0.40$

$\frac{LiCl}{H_2O-2.33+LiCl} = 0.41$

จะได้ LiCl $= 38.21$ ปอนด์/ชม.

$H_2O = 57.31$ "

อัตราการไหลของสารละลายเจือจาง $= 38.21+57.31$ "

$= 95.52$ "

อัตราการไหลของสารละลายเข้มข้น $= 95.52-2.33$ "

$= 93.19$ "

การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนในชิ้นส่วนต่าง ๆ ของระบบ (9)

อัตราการถ่ายเทความร้อนในเครื่องผลิต (9)

สารละลายเจือจาง (40%) จากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งมีอุณหภูมิ 130° ฟ (ทราบภายหลังจากการคำนวณออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบถังและท่อ) จะถูกทำให้เดือดในช่วงอุณหภูมิ 140° - 150° ฟ ปริมาณความร้อนที่เกี่ยวข้องมีดังนี้

1) ปริมาณความร้อนในการอุ่นสารละลายจาก 130° ฟเป็น 140° ฟ (HEAT ABSORBED IN PRE-HEATING OF WEAK SOLUTION)

อัตราการไหลของสารละลายเจือจาง = 95.52 ปอนด์/ชม.

ความร้อนจำเพาะในช่วง 40%-41% = 0.66 บีทียู/ปอนด์-°ฟ

อัตราการถ่ายเทความร้อน = 95.52x0.66x(140-130)

= 630.43 บีทียู/ชม.

2) ปริมาณความร้อนที่ต้องใช้เพื่อให้น้ำระเหย (HEAT ABSORBED IN EVAPORATING)

ความร้อนแฝงในการกลั่นตัวของน้ำที่อุณหภูมิ 95° ฟมีค่า 1039.66 บีทียู/ปอนด์

อัตราการถ่ายเทความร้อน = 1039.66x2.33 บีทียู/ชม.

= 2422.25 "

3) ปริมาณความร้อนเพื่อเพิ่มจุดเดือด เนื่องจากสารละลายเข้มข้น (HEAT ABSORBED IN CHANGE OF BOILING POINT)

เนื่องจากสารละลายเปลี่ยนแปลงจาก 40% เป็น 41% จุดเดือดต่างกันน้อยมาก ปริมาณความร้อนส่วนนี้มีค่าน้อยมาก แต่ก็ได้คิดเผื่อไว้เป็นจำนวน

= 630.43 บีทียู/ชม.

4) ปริมาณความร้อนเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลาย (END-OTHERMIC HEAT OF SOLUTION THAT MUST BE ADDED)

ในช่วงความเข้มข้น 32% - 44% ความร้อนในการเจือจาง (HEAT OF DILUTION) = 92.1 บีทียู/ปอนด์ของน้ำ

อัตราการถ่ายเทความร้อน = 92.1x2.33 บีทียู/ชม.

= 214.57 "

รวมอัตราการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดในเครื่องผลิต = 630.43+2422.25+630.43+214.57

= 3897.6 บีทียู/ชม.

<u>อัตราการถ่ายเทความร้อนในเครื่องควบแน่น</u>

ไอน้ำที่ระเหยจากเครื่องผลิตจะมีอุณหภูมิประมาณ 150° ฟ, ความดัน 42 ทอร์, ซึ่งมีสภาวะเป็น ไอร้อนยวดยิ่ง (SUPERHEATED VAPOR) จะถูกระบายความร้อนให้กลั่นตัวเป็นของเหลวที่มีอุณหภูมิ 90° ฟ ความร้อนที่เกี่ยวข้องมีดังนี้

1) การระบายความร้อนจากไอร้อนยวดยิ่ง 150° ฟ ให้เป็นไออิ่มตัวที่ 95° ฟ (DESUPERHEAT)

ค่าเอนธาลปีของไอน้ำอุณหภูมิ 150° ฟ ความดัน 42 ทอร์มีค่า 1127.07 บีทียู/ปอนด์ และค่าเอนธาลปีของไอน้ำอุณหภูมิ 95° ฟ ความดัน 42 ทอร์ มีค่า 1102.68 บีทียู/ปอนด์

อัตราการถ่ายเทความร้อน = (1127.07-1102.68)x2.33

= 56.82

2) ปริมาณความร้อนแฝงที่ระบายออกเพื่อให้น้ำกลั่นตัวที่ 95° ฟ (LATENT HEAT REJECTED)

อัตราการถ่ายเทความร้อน = 2422.25 บีทียู/ชม.

3) ปริมาณความร้อนที่ระบายออกเพื่อลดอุณหภูมิจาก 95 °ฟ เป็น 90° ฟ (SENSIBLE HEAT REJECTED)

อัตราการถ่ายเทความร้อน = (95-90)x1x2.33 บีทียู/ชม.

= 11.65 "

รวมอัตราการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดในเครื่องควบแน่น 56.82+2422.25+11.65

= 2490.72 บีทียู/ชม.

<u>อัตราการถ่ายเทความร้อนในเครื่องระเหย</u>

อัตราการถ่ายเทความร้อนในเครื่องระเหยก็คือความสามารถในการทำความเย็น 2400 บีทียู/ชม. นั่นเอง

<u>อัตราการถ่ายเทความร้อนในเครื่องดูดกลืน</u>

ไอน้ำจากเครื่องระเหยจะถูกดูดกลืนโดยสารละลายเข้มข้น 41% ที่ 90° ฟปริมาณความร้อนที่เกี่ยวข้องมีดังนี้

1) ปริมาณความร้อนเนื่องจากการลดอุณหภูมิ ซึ่งเป็นผลมาจากการเจือจางของสารละลายจากการดูดกลืน จาก 41% เป็น 40% (TEMPERATURE LOWERING IN ABSORPTION)

เนื่องจากอุณหภูมิเปลี่ยนแปลงน้อยมาก จึงไม่คิดปริมาณความร้อนจำนวนนี้

2) ปริมาณความร้อนเนื่องจากการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลาย (END-OTHERMIC HEAT OF DILUTION THAT MUST BE ADDED)

อัตราการถ่ายเทความร้อน = 214.57 บีทียู/ชม.

3) ปริมาณความร้อนเนื่องจากการควบแน่น (HEAT OF CONDENSATION)

ไอน้ำอิ่มตัวอุณหภูมิ 60° ฟ ควบแน่น กลายเป็นหยดน้ำอิ่มตัวที่อุณหภูมิ 90° ฟ จะคายความร้อนแฝง = (1088-58) x 2.33

= 2400 บีทียู/ชม.

รวมอัตราการถ่ายเทความร้อนทั้งหมดในเครื่องดูดกลืน 214.57+2400

= 2614.57 บีทียู/ชม.

ประสิทธิภาพของการทำงาน (COP) = $2400/3897.6$

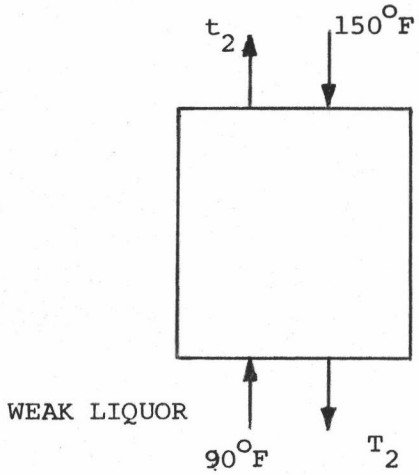
= 0.635

หอสมุดกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

การคำนวณขนาดของอุปกรณ์ชิ้นต่าง ๆ

(6)

การคำนวณขนาดของ เครื่องแลก เปลี่ยนความร้อนแบบถังและท่อ



(ความหมายของสัญญลักษณ์ที่ใช้ดูได้จาก หน้า 72)

SHELL SIDE (สารละลาย)		TUBE SIDE (สารละลาย)	
INSIDE DIAMETER	= 3.068 in	NO. OF TUBE (22 BWG)	19
BAFFLE SPACE	= 3 in	TUBE LENGTH	24 in
PASS	= 1	OUTSIDE DIAMETER	$3/_8$ in
		PITCH (P_t)	$5/_8$ in
		CLEARANCE (C')	$1/_4$ in
		PASS	1
$a_s = \frac{I.D. \times C' \times B}{144\ P_t}$	= 0.0256	$a_t = \frac{19 \times 0.0799}{144}$	= 0.0105
W_s = 95.52		W_t = 93.19 (ใช้ค่า 95.52 แทน)	
$G_s = \frac{W_s}{a_s}$	= 3731.25	$G_t = \frac{W_t}{a_t}$	= 9060.64
D_e = 0.0638		I.D. = 0.0266 O.D. = 0.0313	
μ_{135^o} = 9.44		μ = 9.44	

SHELL SIDE (สารละลาย)		TUBE SIDE (สารละลาย)	
$Re_s = \frac{D_e x G_s}{\mu}$	= 25.217	$Re_t = \frac{I.D. x G_t}{\mu}$	= 25.515
jH = 2.8	(FIG.28)	jH = 1.3, $(\frac{L}{I.D.} = 75)$	(FIG.24)
c = 0.65		c = 0.65	
k = 0.32 (ใช้ของ NaCl แทน)		k = 0.32	
$\emptyset_s$ = 1	(ASSUMPTION)	$\emptyset_t$ = 1	
$h_o = jH x \frac{k}{D_e} x (\frac{c\mu}{k})^{1/3} x \emptyset_s$		$hi = jH x \frac{k}{I.D.} x (\frac{c\mu}{k})^{1/3} x \emptyset_t$	
= 37.60		= 41.897	
		$h_{io} = h_i x \frac{I.D.}{O.D.}$	= 35.64

$$U_C = \frac{h_{io} x h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 18.297$$

$$R_d = 0.003 \quad \text{(ASSUMPTION)}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 17.345$$

HEAT LOSS FROM STRONG LIQUOR = HEAT GAIN IN WEAK LIQUOR

$$(mc)(150-T_2) = (mc)(t_2 - 90)$$

(mc) STRONG LIQUOR $\simeq$ (mc) WEAK LIQUOR

$$150-T_2 = t_2-90$$

$$150-t_2 = T_2-90$$

$$\therefore \text{LMTD} = 150-t_2 = T_2-90$$

$$Q = mc\Delta T = U_D A(\text{LMTD})$$

$$95.52x0.65x\Delta T = 17.345x2x19x0.0982\ (\text{LMTD})$$

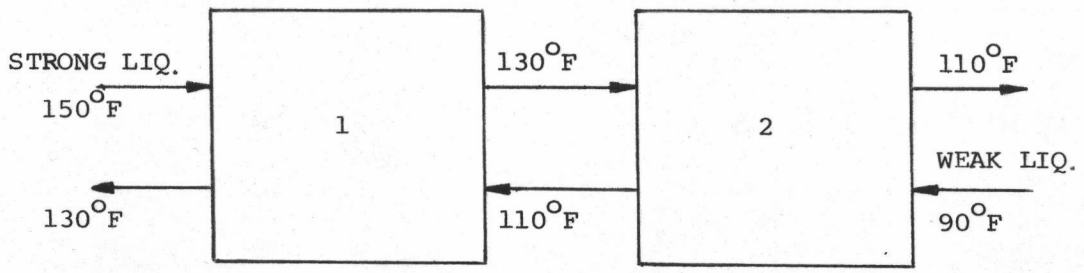
$$\Delta T \simeq (\text{LMTD})$$

$$t_2-90 = 150 - t_2$$

$$t_2 = 120$$

$$T_2 = 120$$

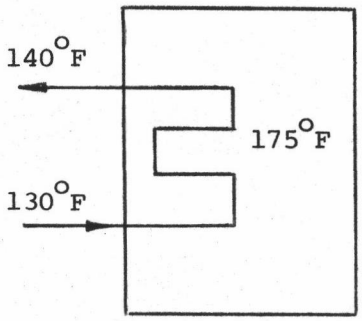
FOR 2 SHELL & TUBE HEAT EXCHANGERS IN SERIES



(6)

การคำนวณขนาดของเครื่องผลิต

1) PRE HEATING SECTION (Q = 630.43 $Bth/_{hr}$)



$$LMTD = \frac{45 - 35}{\ln \frac{45}{35}}$$

$$= 39.79$$

SHELL SIDE (น้ำ)

FOR FREE CONVECTION OUTSIDE TUBE

$$t_f = \frac{1}{2}\left(\frac{140+130}{2} + 175\right) = 155$$

$$\frac{k_f^3 \rho_f^2 c_f \beta}{\mu_f} (\text{REF.LINE}) = .102 (\text{FIG.10.4})$$

$$\Delta t = \frac{175+135}{2} - 135 = 20$$

$$\frac{\Delta t}{d_o} = 53.33$$

$h = 170$ (FIG.10.4)

TUBE SIDE (สารละลาย)

I.D. = 0.0266 O.D. = 0.0313

$a_t = 5.548 \times 10^{-4}$

$W = 95.52$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 172151$$

$\mu_{135^o} = 9.44$

$$Re_t = \frac{I.D. \times G_t}{\mu} = 484.72$$

$$jH = 2,\left(\frac{L}{I.D.} \simeq 376\right) (\text{FIG.24})$$

$$h_i = jH \times \frac{k}{I.D.} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \times \phi$$

$$= 64.46$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I.D.}{O.D.} = 54.83$$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h}{h_{io} + h} = 41.46$$

$R_d = 0.003$ (ASSUMPTION)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$U_D = 36.87$$

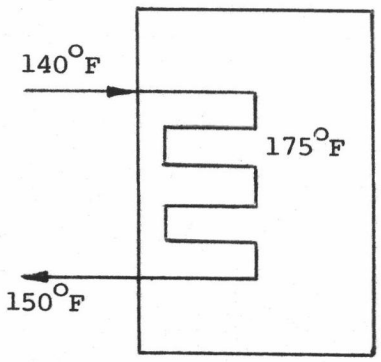
$$A = \frac{Q}{U_D(LMTD)} = \frac{630.43}{36.87 \times 39.79}$$

$$= 0.43 \quad ft^2$$

$$L = \frac{0.43}{0.0982} = 4.38 \quad ft$$

ใช้ท่อ STAINLESS ขนาด $\frac{3}{8}$ นิ้ว O.D. 22 BWG ยาว 5 ฟุต

2) BOILING SECTION [$Q = 3267.2$ Btu/hr]



LMTD = 29.72

SHELL SIDE (น้ำ) FOR FREE CONVECTION OUTSIDE TUBE h = 170

TUBE SIDE (สารละลาย)

NUMBER OF TUBE (22 BWG)	12	
LENGTH OF TUBE	24	in
OUTSIDE DIAMETER	$\frac{3}{8}$	in
Δ PITCH	1	in

CLEARANCE $\frac{5}{8}$ in

FOR FALLING FILM EVAPORATOR

$$h_i = 0.67 \left[\left(\frac{k^3 \rho^2 g}{\mu_f^2}\right)\left(\frac{c\mu^{5/3}}{kL\rho^{2/3}g^{1/3}}\right)\right]^{1/3} \left[\frac{4G'}{\mu_f}\right]^{1/9}$$

$$t_f = \frac{140+150}{2} = 145$$

$k = 0.32$, $\mu_{145^\circ} = 8.211$, $g = 4.17 \times 10^8$

$c = 0.65$, $\rho = 75.26$, $L = 2$

$$G' = \frac{95.52}{12\pi \times I.D.} = 95.31$$

$h_i = 146.82$

$$h_{io} = h_i \times \frac{I.D.}{O.D.} = 124.89$$

$$U_C = \frac{h_{io} \times h}{h_{io}+h} = 71.99$$

$U_D = 59.20$ $(R_d = 0.003)$

$$A = \frac{Q}{U_D(LMTD)} = \frac{3267.2}{59.20 \times 29.72}$$

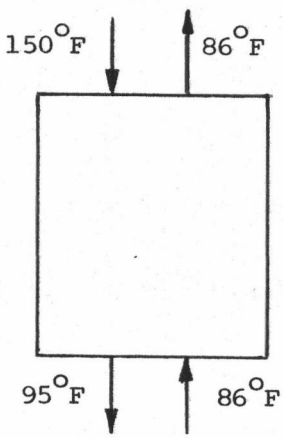
$= 1.856$ ft^2

A(DESIGN) $= 2 \times 12 \times 0.0982$

$= 2.357$ ft^2

การคำนวณขนาดของเครื่องควบแน่น (6)

1) DESUPERHEAT SECTION [Q = 56.82 Btu/hr]



LMTD = 22.93

ANNULUS SIDE (น้ำระบายความร้อน)			TUBE SIDE (ไอร้อนยวดยิ่ง)		
I.D.	$= \frac{1}{12}$	$= 0.0833$	I.D.	$= \frac{0.402}{12}$	$= 0.0335$
D_e	$= 0.125$		O.D.	$= \frac{1}{2x12}$	$= 0.0417$
a'	$= 4.09x10^{-3}$		a_t	$= \frac{0.127}{144}$	$= 8.819x10^{-4}$
W	$= 4000$		W_t	$= 2.33$	
μ	$= 1.967$		$\mu_{123^\circ F}$ 42 TOR		$= 0.0261$
R_e	$= \frac{D_e W}{\mu a'}$	$= 62135.65$	Re_t	$= \frac{I.D. x W_t}{\mu \times a_t}$	$= 3426.5$
jH	$= 170$		jH	$= 11$	(FIG.24)
k_{86}	$= 0.355$		$k_{123^\circ F}$ 42 TOR		$= 0.014$

ANNULUS SIDE (น้ำระบายความร้อน)	TUBE SIDE (ไอร้อนยวดยิ่ง)
$c = 1$	$c_{123^{\circ}F\ 42\ TOR} = 0.542$
$\phi = 1$ (ASSUMPTION)	$\phi_t = 1$ (ASSUMPTION)
$h_a = jHx \frac{k}{D_e} x(\frac{c\mu}{k})^{1/3} x\phi = 854.33$	$h_i = jHx \frac{k}{I.D.} x(\frac{c\mu}{k})^{1/3} x\phi$ $= 4.8$
	$h_{io} = h_i x \frac{I.D.}{O.D.} = 3.9$

$$U_C = \frac{h_a x h_{io}}{h_a + h_{io}} = 3.88$$

$$R_d = 0.003$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

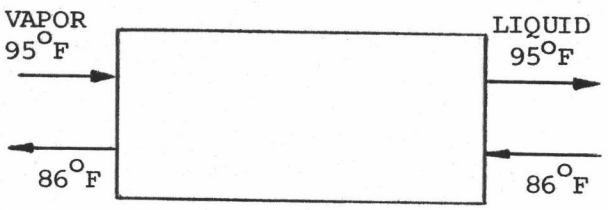
$$U_D = 3.8$$

$$\therefore A = \frac{Q}{U_D(LMTD)} = \frac{56.82}{3.8x22.93}$$

$$= 0.652 \quad ft^2$$

$$L = \frac{0.652}{0.1309} = 4.98 \quad ft$$

2) CONDENSATION SECTION [$Q = 2422.25$ $Btu/_{hr}$]



LMTD = 9

TUBE SIDE (น้ำอิ่มตัว)

I.D. = 0.0335 O.D. = 0.0417

$\Psi_{f95^o} = \frac{2780+3020}{2} = 2900$

$W_t = 2.33$

$N_t = 5$, L = 2

$\mu_{95^o} = 1.749$

$G'' = \frac{W}{0.5LN_t} = 0.4659$

$\frac{h}{\Psi_f} = 1.51(\frac{4G''}{\mu})^{-1/3} = 1.478$

$\therefore h_i = 4287.87$

$h_{io} = h_i x \frac{I.D.}{O.D.} = 3483.89$

$U_C = \frac{h_{io} x h_a}{h_{io}+h_a} = 686.09$

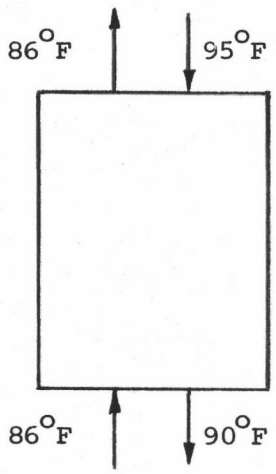
$U_D = 224.34$ ($R_d = 0.003$)

$A = \frac{2422.25}{224.34x9} = 1.20 \text{ ft}^2$

$L = \frac{1.20}{0.1309}$ ft

$L = 9.16$ ft

3) SUBCOOLED SECTION [Q = 11.65 $Btu/_{hr}$]



LMTD = 6.16

TUBE SIDE (น้ำ)

∴ I.D. = 0.0335 a_t = 8.819×10^{-4}

W_t = 2.33

μ_{93^o} = 1.8488

$R_e = \frac{I.D. \times W_t}{\mu \times a_t}$ = 48.37 , $(\frac{L}{D} \simeq 120)$

jH = 1.3

$h_i = jH \times \frac{k}{I.D.} \times (\frac{c\mu}{k})^{1/3} \times \emptyset$ = 23.496

$h_{io} = 23.496 \times \frac{13}{16}$ = 19.08

$U_C = \frac{h_{io} \times h_a}{h_{io} + h_a}$ = 18.66

U_D = 17.67 (R_d = 0.003)

$A = \frac{11.649}{17.67(6.16)}$ = 0.107 ft^2

$$L = \frac{0.107}{0.1309} \text{ ft}$$

$$L = 0.82 \text{ ft}$$

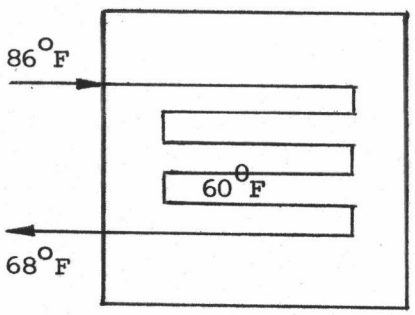
TOTAL LENGTH = 0.82+4.98+9.16 = 14.95 ft

ใช้ท่อทองแดงขนาด $\frac{1}{2}$ นิ้ว O.D. 18 BWG ยาว 15 ฟุต

(6)

<u>การคำนวณขนาดของเครื่องระเหย</u>

กำหนดให้น้ำที่ต้องการทำให้เย็น (LOAD) เดิมมีอุณหภูมิประมาณ 86° ฟ เมื่อผ่านเข้าไปในเครื่องระเหยซึ่งตัวทำความเย็น (น้ำ) มีอุณหภูมิ 60° ฟ ทำให้น้ำ (LOAD) มีอุณหภูมิลดลงเป็น 68° ฟ



LMTD = 15.27

อัตราความร้อนที่ต้องระบายออก = 2400 บีทียู/ชม

∴ อัตราการไหลของน้ำ (LOAD) = $\frac{2400}{(86-68)(1)}$ ปอนด์/ชม

= 133.33 ปอนด์/ชม

OUTSIDE COIL (ตัวทำความเย็น, น้ำ)

FOR FREE CONVECTION OUTSIDE

t_a = 60

t_w = $\frac{86+68}{2}$ = 77

t_f = $\frac{t_a+t_w}{2}$ = 68.5

Δt = 77-60 = 17

$\frac{\Delta t}{d_o}$ = 45.33

$\frac{k^3\rho^2 c\beta}{\mu_f}$ (REF.LINE) = 0.016 (FIG.10.4)

h = 100 (FIG.10.4)

COIL SIDE (น้ำ , LOAD)

O.D. = $\frac{3}{8x12}$ = 0.0313

I.D. = 0.0266

a_t = $5.549x10^{-4}$

W = 133.33

G_t = $\frac{W}{a_t}$ = 240294

μ_{77^o} = 2.086

R_e = $\frac{I.D.xG_t}{\mu}$ = 3062.23

jH = 8

$(\frac{c\mu}{k})^{1/3}$ = 1.81

h_c = $jHx\frac{k}{I.D.}x(\frac{c\mu}{k})^{1/3}x\ \phi$

= 191.61

h_{co} = $h_c x\frac{I.D.}{O.D.}$ = 162.99

U_C = $\frac{hxh_{co}}{h+h_{co}}$ = 61.97

U_D = 52.25 (R_d = 0.003)

A = $\frac{2400}{52.25x15.27}$ = 3.008 ft^2

L = $\frac{3.008}{0.0982}$ = 30.63 ft

ใช้ท่อทองแดงขนาด $\frac{3}{8}$ นิ้ว O.D. 18 BWG ยาว 31 ฟุต ม้วนเป็นขด

<u>การคำนวณขนาดของเครื่องดูดกลืน</u>

จากสมการการถ่ายเทมวลสารระหว่างสถานะ[10] สามารถเขียนได้ว่า

$N_A = K_L(C_E - C_B)$

N_A = คือ อัตราการถ่ายเทมวลสารต่อหน่วยพื้นที่

K_L = คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารระหว่างสถานะ เมื่อคิดในสถานะของเหลว

C_E = คือ ความเข้มข้นของสารละลายที่ภาวะสมดุลย์กับความดันขณะนั้น

C_B = คือ ความเข้มข้นของสารละลายทั้งหมด (BULK CONCENTRATION)

จากผลการทดลอง 3.2.2 (หัวข้อ 4.2) เมื่อความดัน 19 ทอร์ และอุณหภูมิ 85° ฟ

$N_A = 0.082$ ปอนด์/ตร.ฟุต-ชม.

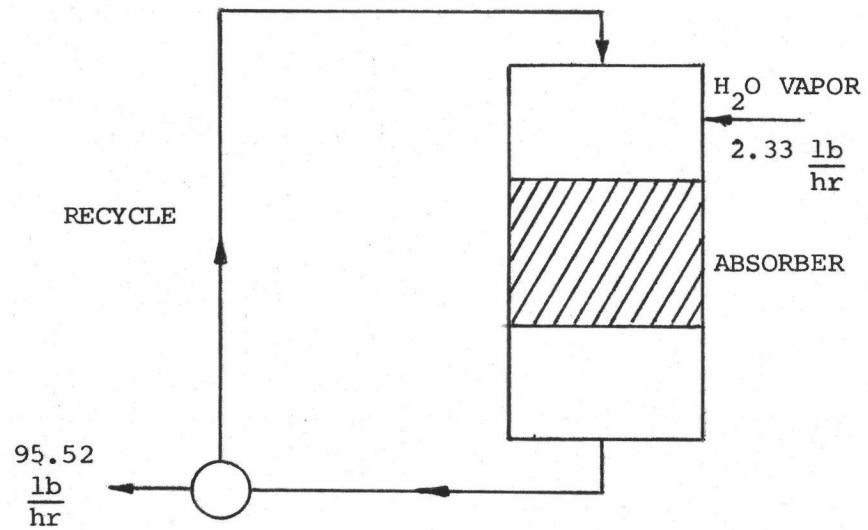
จากข้อมูลแสดงความสัมพันธ์อุณหภูมิ ความดันและความเข้มข้น

C_E = 76% H_2O (24% LiCl) = 0.76

C_B = 60% H_2O (40% LiCl) = 0.60

$K_L = 0.512$ ปอนด์/ตร.ฟุต-ชม.

ค่า K_L ที่คำนวณได้ จะถือว่ามีค่าคงที่ในช่วงความดัน และอุณหภูมิที่ใกล้กัน



เนื่องจากอัตราการไหลย้อนกลับ (RECYCLE) ของสารละลายมีค่าประมาณ 4000 ปอนด์/ชม. ทำให้ความเข้มข้นของสารละลายในเครื่องดูดกลืน มีค่าเกือบคงที่ 40% - 41% ตลอดทั้งความหนาของสารบรรจุ และภายในเครื่องดูดกลืนมีความดัน 10 ทอร์ อุณหภูมิ 90° ฟ สามารถคำนวณความหนาของสารบรรจุได้ดังนี้

จากการเรียงตัวอย่างเป็นระเบียบของสารบรรจุแบบวงแหวน (RASCHIG RING) ขนาด $\frac{3}{8}$ นิ้ว (0.4 นิ้ว) หนา L ฟุต ภายในเครื่องดูดกลืนซึ่งมีรัศมีภายใน 8 นิ้ว ทำให้มีพื้นที่ผิวสัมผัส (A)

$$A = 157 \times \frac{\pi}{4} \left(\frac{2}{3}\right)^2 L = 54.8\ L \quad \text{ตร.ฟุต} \qquad (10)$$

ณ. ความดัน 10 ทอร์ อุณหภูมิ 90° ฟ

C_B = 0.60 (60% H_2O)

C_E = 0.645 (64.5% H_2O)

K_L = 0.512 ปอนด์/ตร.ฟุต-ชม.

เมื่อกำหนด N_A มีค่า 2.33 ปอนด์/ชม. จะได้ว่า

$$\frac{2.33}{54.8L} = 0.512(0.645-0.6)$$

$$L = 1.85 \text{ ฟุต}$$

ดังนั้นบรรจุ RASCHIG RING ให้หนา 2 ฟุต

การระบายความร้อนออกจากเครื่องดูดกลืน (6)

การระบายความร้อนจากเครื่องดูดกลืน จะใช้น้ำอุณหภูมิห้อง (86° ฟ) ผ่านเข้าไปในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบท่อซ้อน เพื่อให้อุณหภูมิของสารละลายในเครื่องดูดกลืนมีค่า 90° ฟ ตลอด ต้องระบายความร้อนดังต่อไปนี้

1) ความร้อนจากเครื่องดูดกลืน 2614.57 บีทียู/ชม

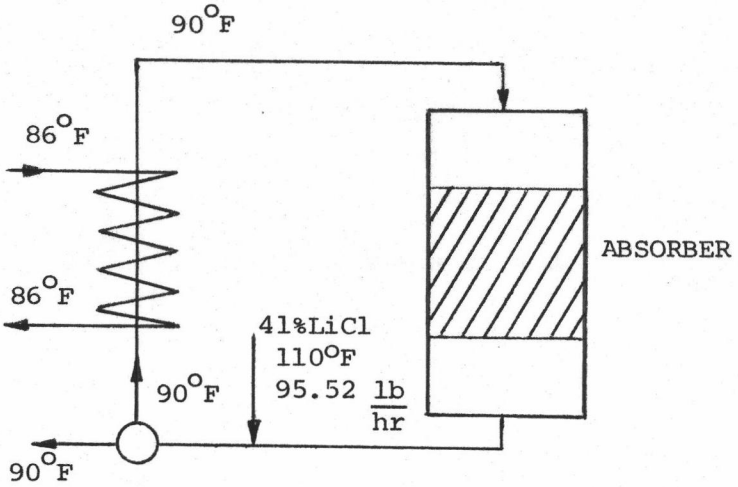
2) ความร้อนสัมผัสจากสารละลายเข้มข้นที่ไหลออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบถังและท่อซึ่งมีอุณหภูมิ 110° ฟ อัตราการถ่ายเทความร้อน

$$= 95.52 \times 0.65 (110-90)$$

$$= 1241.76 \text{ บีทียู/ชม.}$$

รวมอัตราการระบายความร้อนทั้งหมด $= 2614.57 + 1241.76$

$$= 3856.33 \text{ บีทียู/ชม.}$$



ANNULUS SIDE (น้ำ)			TUBE SIDE (สารละลาย)		
I.D.	= (1 in)		O.D.	= 0.0313 ($\frac{3}{8}$ in)	
D_e	= $\frac{1^2-(\frac{3}{8})^2}{\frac{3}{8}x\ 12}$	= 0.1909	I.D.	= 0.0266	
a'	= 4.687×10^{-3}		a_t	= $\frac{0.0799}{144}$	= 5.548×10^{-4}
W	= 4000		W_t	= 4000	
μ_{86^o}	= 1.967		μ_{90^o}	= 9.44	
R_e	= $\frac{WxDe}{\mu xa'}$	= 82846	Re_t	= $\frac{WxI.D.}{\mu xa_t}$	= 20300
jH	= 220		jH	= 70	
k	= 0.355		k	= 0.32	
c	= 1		c	= 0.65	
ø	= 1 (ASSUMPTION)		ø	= 1 (ASSUMPTION)	
h_a	= $jHx\frac{k}{D_e}x(\frac{c\mu}{k})^{1/3}ø$	= 723.72	h_i	= 2256	
			h_{io}	= $h_i x\frac{I.D.}{O.D.}$	= 1919

$$U_C = \frac{h_a x h_{io}}{h_a + h_{io}} = 525.5$$

$$U_D = 203.9 \quad (R_d = 0.003)$$

$$A = \frac{3856.33}{203.9x4} = 4.73\ ft^2$$

$$L = \frac{4.73}{0.1309} = 36.12\ ft$$

ใช้ท่อ STAINLESS ขนาด $\frac{3}{8}$ นิ้ว O.D. 22 BWG เป็นท่อใน โดยมีท่อ PVC ขนาด 1 นิ้ว I.D. สวมซ้อนเป็นท่อนอกยาว 36 ฟุต

หอสมุดกลาง สถาบันวิทยบริการ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สัญญลักษณ์ที่ใช้ในการคำนวณ

A	พื้นที่การถ่ายเทความร้อน (ตร.ฟุต) HEAT TRANSFER SURFACE
a	พื้นที่การไหล (ตร.ฟุต) FLOW AREA
a'	พื้นที่การไหลรูปวงแหวนในท่อซ้อน (ตร.ฟุต) FLOW AREA FOR ANNULUS
B	ระยะห่างระหว่างแผ่นกั้น (นิ้ว) BAFFLE SPACE
C'	ช่องว่างระหว่างท่อ (นิ้ว) CLEARANCE BETWEEN TUBES
c	ความร้อนจำเพาะของของไหล (บีทียู/ปอนด์-°ฟ) SPECIFIC HEAT OF FLUID
D	เส้นผ่าศูนย์กลางภายในของท่อ (ฟุต) INSIDE DIAMETER OF TUBE
d_o	เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกของท่อ (นิ้ว) OUTSIDE DIAMETER OF TUBE
D_e , d_e	เส้นผ่าศูนย์กลางเทียบเท่า ในการถ่ายเทความร้อน (ฟุต , นิ้ว) EQUIVALENT DIAMETER FOR HEAT TRANSFER
g	อัตราเร่งของแรงโน้มถ่วง (ฟุต/ชม.^{2}) ACCELERATION OF GRAVITY
G	อัตราการไหลของมวลต่อหน่วยพื้นที่ (ปอนด์/ชม.- ตร.ฟุต) MASS VELOCITY

G' อัตราการไหลแบบแผ่นบางของมวลต่อหน่วยความกว้าง (ปอนด์/ชม.-ฟุต)

MASS VELOCITY OF FALLING FILM

G'' อัตราการไหลของมวลที่กลั่นตัวในแนวระดับต่อหน่วยความยาว (ปอนด์/ชม.-ฟุต)

CONDENSATE LOADING FOR HORIZONTAL CONDENSER

H เอนธาลปี (บีทียู/ปอนด์)

ENTHALPY

h, h_i, h_o, h_a สัมประสิทธิการถ่ายเทความร้อนโดยทั่วไป ของของไหลภายใน ของของไหลภายนอก ของของไหลในท่อซ้อนตามลำดับ (บีทียู/ชม.-ตร.ฟุต-°ฟ)

HEAT TRANSFER COEFFICIENT IN GENERAL , FOR INSIDE FLUID , FOR OUTSIDE FLUID, FOR ANNULUS RESPECTIVELY

h_{io} สัมประสิทธิการถ่ายเทความร้อนของของไหลภายใน เมื่อคิดเทียบกับเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก (บีทียู/ชม-ตร.ฟุต-°ฟ)

VALUE OF h_i WHEN REFERED TO THE TUBE OUTSIDE DIAMETER

I.D. เส้นผ่าศูนย์กลางภายใน (ฟุต)

INSIDE DIAMETER

jH แฟคเตอร์ของการถ่ายเทความร้อน (ไร้หน่วย)

FACTOR FOR HEAT TRANSFER

k ค่าการนำความร้อน (บีทียู/ชม-ฟุต-°ฟ)

THERMAL CONDUCTIVITY

L ความยาวท่อ (ฟุต)

TUBE LENGTH

LMTD ความแตกต่างของอุณหภูมิโดยเฉลี่ยแบบลอกการีทึม ($^{\circ}$ฟ)

LOG MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE

m อัตราการไหลของมวล (ปอนด์/ชม)

MASS FLOW RATE

N จำนวนแผ่นกั้นในตัวถัง

NUMBER OF SHELL BAFFLES

N_t จำนวนท่อที่ทำให้เกิดการควบแน่น

NUMBER OF TUBES EFFECTIVE FOR CONDENSATION

n จำนวนครั้งที่ของไหลผ่านท่อ

NUMBER OF TUBES PASSES

O.D. เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก (ฟุต)

OUTSIDE DIAMETER

P_t ระยะห่างระหว่างท่อ (นิ้ว)

TUBE PITCH

Q อัตราการถ่ายเทความร้อน (บีทียู/ชม)

HEAT FLOW

Re ค่าเรโนลด์ (ไร้หน่วย)

RENOLD NUMBER

Rd แฟคเตอร์เนื่องจากความสกปรกในการถ่ายเทความร้อน (ชม-ตร.ฟุต-$^{\circ}$ฟ/บีทียู)

DIRT FACTOR

s ความถ่วงจำเพาะ (ไร้หน่วย)

SPECIFIC GRAVITY

T, T_1, T_2 อุณหภูมิโดยทั่วไป , ของของไหลร้อนที่ไหลเข้าและออกตามลำดับ ($^{\circ}$ฟ)

TEMPERATURE IN GENERAL , INLET AND OUTLET OF HOT FLUID

t, t_1, t_2 อุณหภูมิโดยทั่วไป ของของไหลเย็นที่ไหลเข้าและออก ตามลำดับ ($^{\circ}$ฟ)

TEMPERATURE IN GENERAL, INLET AND OUTLET OF COLD FLUID

t_a อุณหภูมิโดยเฉลี่ย ของของไหลเย็น ($^{\circ}$ฟ)

AVERAGE TEMPERATURE OF COLD FLUID

t_f อุณหภูมิของของเหลวแผ่นบาง ($^{\circ}$ฟ)

FILM TEMPERATURE

t_w อุณหภูมิที่ผิวท่อ ($^{\circ}$ฟ)

TUBE WALL TEMPERATURE

Δt ความแตกต่างของอุณหภูมิ ($^{\circ}$ฟ)

TRUE TEMPERATUR DIFFERENCE

U_C, U_D สัมประสิทธิการถ่ายเทความร้อนทั้งหมด, คิดเมื่อท่อสะอาด เมื่อใช้ในการคำนวณตามลำดับ (บีทียู/ชม-ตร.ฟุต-$^{\circ}$ฟ)

CLEAN COEFFICIENT, DESIGN COFFICIENT

W อัตราการไหลของของไหล (ปอนด์/ชม)

WIEGHT FLOW OF FLUID

ρ ความหนาแน่น (ปอนด์/ลบ.ฟุต)

DENSITY

μ ความหนืด (ปอนด์/ชม-ฟุต)

VISCOSITY

μ_w ความหนืดคิดที่อุณหภูมิที่ผิว (ปอนด์/ชม-ฟุต)

VISCOSITY AT TUBE WALL TEMPERATURE

ϕ อัตราส่วนของความหนืด $\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$

VISCOSITY RATIO

Ψ_f	ตัวแปรในการควบแน่น (บีทียู/ชม-ตร.ฟุต-°ฟ)	
	CONDENSATION PARAMETER	
ความหมายของ	SUBSCRIPT ที่ใช้ (ยกเว้นตัวอื่นที่ปรากฏแล้ว)	
	s	ด้านตัวถัง (SHELL SIDE)
	t	ด้านท่อ (TUBE SIDE)

คุณสมบัติบางประการของสารละลายลิเทียมคลอไรด์

INTEGRAL HEAT OF SOLUTION

MOLE OF H_2O PER MOLE OF LiCl	HEAT OF FORMATION Btu/lb-mole LiCl	INTEGRAL HEAT OF SOLUTION Btu/lb-mole LiCl	DIFFERENTIAL HEAT OF DILUTION Btu/lb-mole H_2O
3	1.8399×10^5	0.864×10^4	1.656×10^3
5	1.8731×10^5	1.195×10^4	
10	1.8927×10^5	1.392×10^4	
25	1.9013×10^5	1.478×10^4	

ค่าเหล่านี้ได้มาจากสมการ

Integral Heat of Solution = Heat of Formation of Compound in Solution
- Heat of Formation of Crystal

Heat of Formation of Crystal (LiCl) = 1.753×10^5 Btu/lb-mole

VISCOSITY OF LiCl - H_2O SOLUTION

$$F = \frac{\text{lb - mole of LiCl}}{\text{1000 lb of } H_2O}$$

$$\eta = \frac{\text{viscosity of LiCl}}{\text{viscosity of } H_2O \text{ at same temperature}}$$

F	$\eta_{104^\circ F}$	$\eta_{104^\circ F}$	$\eta_{176^\circ F}$
0.5	1.06	1.06	1.06
1	1.14	1.14	1.14

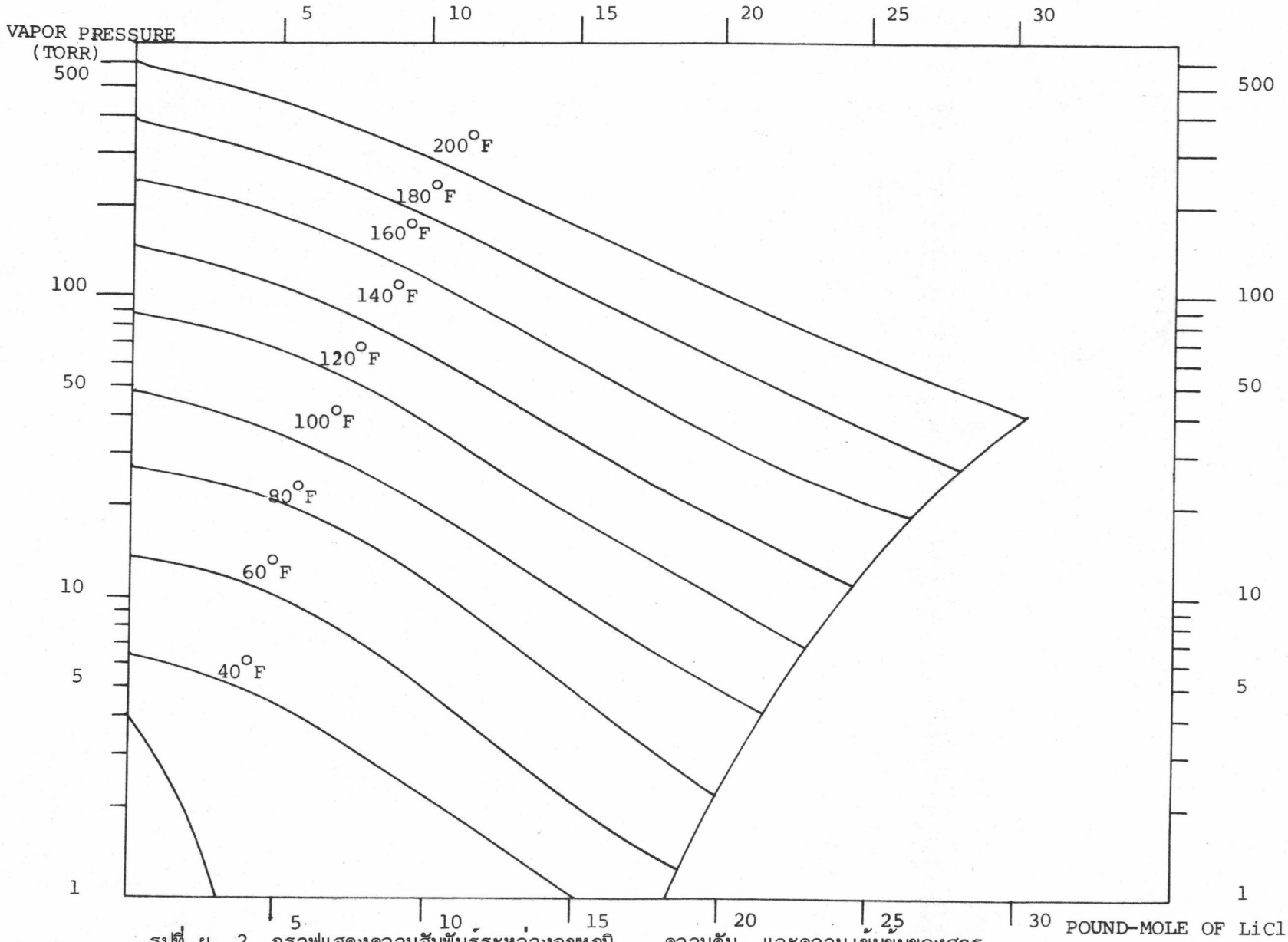
3	1.49	1.51	1.53
6	2.18	2.21	2.24
9	3.26	3.28	3.28
14	6.69	6.40	6.16

SPECIFIC GRAVITY OF LiCl - H_2O SOLUTION

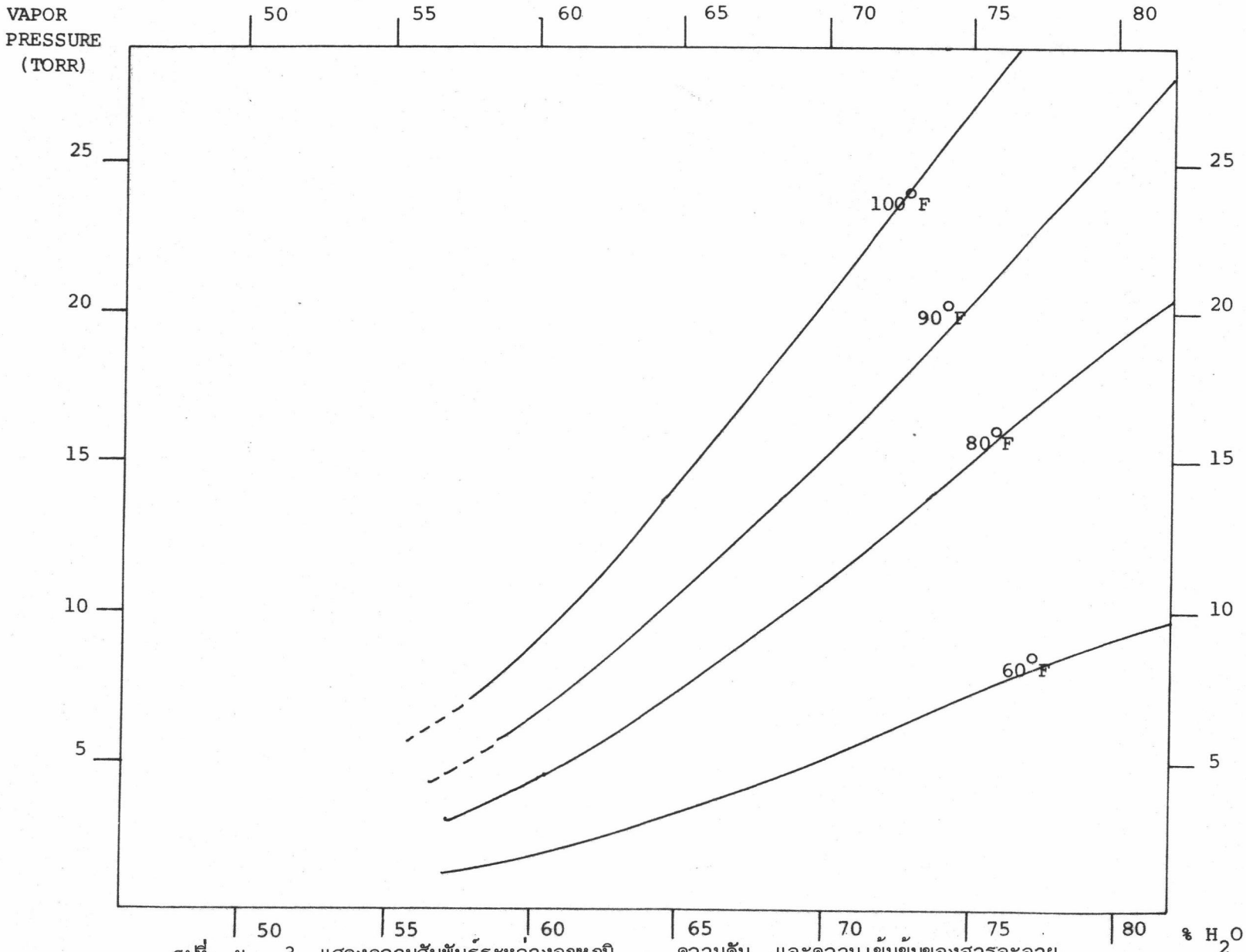
%WT.LiCl	86°F	104°F	122°F	140°F
20	1.11181	1.08550	1.10500	1.1013
30	1.17602	1.17269	1.16940	1.1659
40	1.24806	1.24427	1.24081	
45	1.28768	1.28361	1.28003	

SPECIFIC HEAT OF LiCl - H_2O SOLUTION

% WT. LiCl	SPECIFIC HEAT ($Btu/_{lb°F}$)
10	0.901
20	0.808
30	0.730
40	0.660



รูปที่ ผ. 2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ , ความดัน และความเข้มข้นของสารละลาย LiCl



รูปที่ ผ. 3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิ , ความดัน และความเข้มข้นของสารละลาย LiCl

ประวัติผู้เขียน

นายวิทยา เทพไพฑูรย์ เกิดเมื่อ 20 พฤศจิกายน 2498 ที่จังหวัดสงขลา สำเร็จการศึกษา วิทยาศาสตรบัณฑิต (เคมีเทคนิค) จากจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปี พ.ศ. 2520 ปัจจุบันรับราชการอยู่ที่ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้า วิทยาเขตธนบุรี