รายการอ้างอิง

1. Boyer, J. and Trumpfheller, G. To Maximize Heat Transfer. Chemical Engineering. 100 (May 1993): 90-97.
2. มนตรี วงศ์ตรี. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ. วิศวกรรมสาร. 46 (กุมภาพันธ์ 2536): 84-90.
3. Gonzalez, A.J. and Dankel, D.D. The Engineering of Knowledge-Based Systems: Theory and Practice. New Jersey: Prentice-Hall, 1993.
4. Durkin, J. Expert Systems: Design and Development. New Jersey: Prentice-Hall International, 1994.
5. Luger, G.F. and Stubblefield, W.A. Artificial Intelligence and the Design of Expert Systems. California: The Benjamin/Cumminfs Publishing Co., 1989.
6. Quantrille, T.E. and Liu, Y.A. Artificial Intelligence in Chemical Engineering. London: Academic Press, 1991.
7. Hewitt, G.F., Shires, G.L. and Bott, T.R. Process Heat Transfer. Florida: CRC Press, 1994.
8. เพียรพรรค ทัศคร, บรรณาธิการ. เอกสารประกอบการสอนหน่วยปฏิบัติการทั่วไป. กรุงเทพมหานคร: ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2534.
9. Bird, R.B., Stewart, W.E. and Lightfoot, E.N. Transport Phenomena. New York: John Wiley & Sons, 1960.
10. Schlunder, E.U. et al. Heat Exchanger Design Handbook. Washington: Hemisphere, 1983.
11. ภัทรพรรณ ประศาสน์สารกิจ. การถ่ายโอนความร้อน. กรุงเทพมหานคร: ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2530.
12. Larowski, A. and Taylor, M.A. Systematic Procedure for Selection of Heat Exchangers. Proc. Instn. Mech. Engrs. 197A (January 1983): 51-69.

13. Carlson, J.A. Understand the Capabilities of Plate-and-Frame Heat Exchangers. Chemical Engineering Progress. 88 (July 1992): 26-31.

14. วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล. อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อนในอุตสาหกรรม. พิมพ์ครั้งแรก. กรุงเทพมหานคร: ส.เอเชียเพรส(1989), 2536.

15. Burley, J.R. Don't Overlook Compact Heat Exchangers. Chemical Engineering. 98 (August 1991): 90-96.

16. วิวัฒน์ อำพรผล. เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเพลท. 65 เรื่องน่ารู้เทคนิคเครื่องกล กรุงเทพมหานคร: เอ็มแอนด์อี, 2533, หน้า 91-94.

17. Bailey, K.M. Understand Spiral Heat Exchangers. Chemical Engineering Progress. 90 (May 1994): 59-63.

18. Bakus, G.J., et al. Decision Making: With Applications for Environmental Management. Environmental Management. 6 (6): 493-504.

19. McKetta, J.J. Heat Transfer Design Methods. New York: Marcel Dekker, 1992.

20. Butterworth, D. and Mascone, C.F. Heat Transfer Heads Into the 21st Century. Chemical Engineering Progress. 87 (September 1991): 30-37.

21. Foust, A.S., et al. Principles of Unit Operations. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons, 1980, pp. 328.

22. Tubular Exchanger Manufacturers Association. Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association. 6th ed. New York: TEMA, 1978.

23. Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D. Plant Design and Economics for Chemical Engineers. New York: McGraw-Hill, 1991, pp. 579-648.

24. Edgar, T.E. and Himmelblau, D.M. Optimization of Chemical Processes. New York: McGraw-Hill, 1988.

25. Pike, R.W. "Engineering Optimization,", 1983, pp. 2-34-2-37. (Mimeographed).

26. Kern, D.Q. Process Heat Transfer. Auckland: McGraw-Hill, 1950.

27. Megyesy, E.F. Pressure Vessel Handbook. 5th ed. OK: Pressure Vessel Handbook Publishing, pp. 13-43.

28. Lord, R.C. et al. Design of Heat Exchangers. Process Heat Exchange. New York: McGraw-Hill, 1979, pp.14-36.

29. Himmelblau, D.M. Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering. 6th ed. New Jersey: Prentice Hall, 1996, pp. 328-331.

30. Yaws, C.L. et al. Correlation Constants for Chemical Compounds. Chemical Engineering. 83 (August 16, 1976): 79-87.

31. Yaws, C.L. and Miller, J.W, Jr. Correlation Constants for Liquids. Chemical Engineering. 83 (October 25, 1976): 127-135.

32. Yaws, C.L. et al. Correlation Constants for Chemical Compounds. Chemical Engineering. 83 (November 22, 1976): 153-162.

33. Reid, R.C., Prausnitz, J.M. and Poling, B.E. The Properties of Gases and Liquids. New York: McGraw-Hill, 1988, pp. 656-732.

34. เอ็มแอนด์อี, บริษัทจำกัด. คู่มือวิศวการเครื่องกล (ฉบับพิมพ์ปรับปรุงแก้ไขเพิ่มเติม). พิมพ์ครั้งที่ 3. กรุงเทพมหานคร: เอเซียเพรส,2533, หน้า 3-5 ถึง 3-12.

35. Maddox, R.N. and Erbar, J.H. Gas Conditioning and Processing. Oklahoma: Campbell Petroleum Series, 1982, pp. 16-6.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ขั้นตอนการหาสมการพลังงานสูญเสียในท่อ

สมการหาค่า Nusselt number ของ Engineering Sciences Data Unit (1967) [7]

$$Nu = 0.0225\,Re^{0.795}\,Pr^{0.495}\exp\left[-0.0225\,(\ln Pr)^2\right] \qquad \text{... (ก1)}$$

เมื่อ Nu = Nusselt number = hD/k

Re = Reynold number = DG/μ

Pr = Prandtl number = $C_p\mu/k$

จัดรูปสมการ ก1 ให้อยู่ในรูปของมวลฟลักซ์ จะได้ดังสมการ ก2 เมื่อ subscript i หมายถึงของไหลในท่อ

$$G_i = \left\{ \frac{1}{0.0225}\left(\frac{h_i\, D_i^{0.205}\,\mu_i^{0.795}}{k_i}\right)\left(\frac{1}{Pr^{0.495}\exp\left[-0.0225\,(\ln Pr)^2\right]}\right)\right\}^{1/0.795} \qquad \text{... (ก2)}$$

สมการ ก3 แสดงการหาค่าแฟกเตอร์เสียดทาน ที่ $Re > 1000$ จากข้อมูลของ Kern [26]

$$f_i = 0.003\,Re_i^{-0.2595} = 0.003\left(\frac{D_i G_i}{\mu_i}\right)^{-0.2595} \qquad \text{... (ก3)}$$

จากสมการความดันลดในท่อ ของ Kern [26]

$$\left(-\Delta p\right)_i = \frac{B_i\, 2\, f_i\, G_i^2\, Ln_p}{g_c\, \rho_i\, D_i\, \phi_i} \qquad \text{... (ก4)}$$

เมื่อ $(-\Delta p)_i$ = ความดันลดในท่อ

n_p = จำนวนเที่ยวการไหลในท่อ

L = ความยาวท่อ

$\phi_i = 1.02(\mu_i/\mu_{w_i})^{0.14}$

แทนสมการแฟกเตอร์เสียดทาน ก3 ในสมการ ก4 จะได้

$$(-\Delta p)_i = \frac{0.006 B_i L n_p \mu_i^{0.2595}}{g_c \rho_i \phi_i D_i^{1.2595}} \cdot G_i^{1.7405} \quad \text{... (ก5)}$$

จากสมการหาพลังงานสูญเสียในท่อ (E_i) ของ Kern [26]

$$E_i = \frac{(-\Delta p)_i G_i D_i^2}{4 \rho_i D_o L n_p} \quad \text{... (ก6)}$$

แทนสมการความดันลด หรือสมการ ก5 ในสมการพลังงานสูญเสียในท่อ หรือสมการ ก6 จะได้

$$E_i = \frac{0.0015 B_i \mu_i^{0.2595} D_i^{0.7405}}{g_c D_o \rho_i^2 \phi_i} \cdot G_i^{2.7405} \quad \text{... (ก7)}$$

แทนค่า G_i จากสมการ ก2 และค่า ϕ_i ในสมการ ก7 จะได้

$$E_i = \frac{0.0015 B_i \mu_i^{0.2595} D_i^{0.7405}}{g_c D_o \rho_i^2 \cdot 1.02(\mu_i/\mu_{w_i})^{0.14}} \times \left\{ \frac{1}{0.0225} \left(\frac{h_i D_i^{0.205} \mu_i^{0.795}}{k_i} \right) \left(\frac{1}{Pr^{0.495} \exp[-0.0225 (\ln Pr)^2]} \right) \right\}^{2.7405/0.795}$$

$$E_i = \frac{0.0015 B_i \mu_i^{0.2595} D_i^{0.7405}}{g_c D_o \rho_i^2 \cdot 1.02\left(\mu_i/\mu_{w_i}\right)^{0.14}} \cdot \frac{1}{(0.0225)^{3.447}} \cdot \frac{h_i^{3.447} D_i^{0.707} \mu_i^{2.740}}{k_i^{3.447}}$$

$$\times \frac{1}{Pr^{1.706}\left[\exp\left(-0.0225(\ln Pr)^2\right)\right]^{3.447}}$$

$$E_i = h_i^{3.447} \frac{703.9 B_i \mu_i^3 D_i^{1.4475}}{g_c D_o \rho_i^2 k_i^{3.447}\left(\mu_i/\mu_{w_i}\right)^{0.14}} \cdot \frac{Pr^{-1.706}}{\left[\exp\left(-0.0225(\ln Pr)^2\right)\right]^{3.447}} \quad \text{... (ก8)}$$

กำหนดให้

$$\varphi_i = \frac{703.9 B_i \mu_i^3 D_i^{1.4475}}{g_c D_o \rho_i^2 k_i^{3.447}\left(\mu_i/\mu_{w_i}\right)^{0.14}} \cdot \frac{Pr^{-1.706}}{\left[\exp\left(-0.0225(\ln Pr)^2\right)\right]^{3.447}} \quad \text{... (2.21a)}$$

จะได้สมการพลังงานสูญเสียดังสมการที่ 2.21

$$E_i = \varphi_i h_i^{3.447} \quad \text{... (2.21)}$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข

ขั้นตอนการหาสัมประสิทธิ์ฟิล์มการถ่ายโอนความร้อนแบบการพาในท่อ

จากอนุพันธ์ของสมการฟังก์ชั่นจุดมุ่งหมายเทียบกับพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน

$$\frac{\partial C_T}{\partial A_o} = K_F C_{Ao} + \varphi_i h_{i,opt}^{3.447} H_y C_i + \varphi_o h_{o,opt}^{4.75} H_y C_o + \frac{\lambda}{A_{o,opt}^2}\left(\frac{D_o}{D_i h_{i,opt}} + \frac{1}{h_{o,opt}} + Rd_w\right) = 0 \qquad \text{... (2.34)}$$

เมื่อแทนค่า $h_{o,opt}$ ด้วยสมการที่ 2.33 และทำการจัดรูปสมการ จะได้ดังนี้

$$0 = K_F C_{Ao} + \varphi_i h_{i,opt}^{3.447} H_y C_i + \varphi_o \left\{\left(\frac{0.7257\varphi_i C_i D_i}{\varphi_o C_o D_o}\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.7734}\right\}^{4.75} H_y C_o$$

$$- 3.447\varphi_i h_{i,opt}^{4.447} H_y C_i \frac{D_i}{D_o}\left\{\frac{D_o}{D_i h_{i,opt}} + \frac{1}{\left(\frac{0.7257\varphi_i C_i D_i}{\varphi_o C_o D_o}\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.7734}} + Rd_w\right\}$$

$$K_F C_{Ao} = -\varphi_i h_{i,opt}^{3.447} H_y C_i - 0.7672\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.826}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{3.674} H_y$$

$$+ 3.447 h_{i,opt}^{4.447} H_y\left\{\frac{\varphi_i C_i}{h_{i,opt}} + 1.0574\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.826}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{-0.7734} + Rd_w \varphi_i C_i \frac{D_i}{D_o}\right\}$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

$$K_F C_{Ao} = -\varphi_i h_{i,opt}^{3.447} H_y C_i - 0.7672\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.8265}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{3.674} H_y$$

$$+ 3.5 h_{i,opt}^{3.447} H_y \left\{\varphi_i C_i + 1.0574\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.826}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.227} + Rd_w \varphi_i C_i \frac{D_i}{D_o} h_{i,opt}\right\}$$

$$K_F C_{Ao} = h_{i,opt}^{3.447} H_y \left\{-\varphi_i C_i - 0.7672\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.826}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.227} + 3.447\,\varphi_i C_i\right.$$

$$\left. + 3.645\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.826}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.227} + \frac{3.447\varphi_i C_i D_i Rd_w}{D_o} h_{i,opt}\right\}$$

$$K_F C_{Ao} = h_{i,opt}^{3.447} H_y \left\{ 2.447\varphi_i C_i + \frac{3.447\varphi_i C_i D_i Rd_w}{D_o} h_{i,opt}\right.$$

$$\left. + 2.878\left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o}\right)^{0.826}\left(\varphi_o C_o\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.227}\right\}$$

... (2.35)

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ค

ค่าคงที่ของสมการหาสมบัติของของไหล

ค่าคงที่ของสมการหาสมบัติของของไหล ประกอบด้วยคุณสมบัติดังนี้

1. ความจุความร้อนจำเพาะของแก๊ส และของเหลว
2. ความหนาแน่นของของเหลว
3. การนำความร้อนของแก๊ส และของเหลว
4. ความหนืดของแก๊ส และของเหลว
5. อุณหภูมิวิกฤตและความดันวิกฤตของของไหล

ค่าคงที่ของสมการต่างๆ แสดงดังตารางที่ ค1 ถึง ค8 ซึ่งบรรจุอยู่ในไฟล์ฐานข้อมูล PROPERTY.MDB

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ ค1 ค่าคงที่สมการหาความจุความร้อนจำเพาะของแก๊ส (Heat capacity of gas) [30]

Name	G_mole	A	B	C	D
Aniline	92.12939	-8.11	0.1434	-1.07e-04	3.07e-08
Benzene	78.11472	-8.79	0.116	-7.61e-05	1.89e-08
1-Butanol	74.1237	2.51	0.0911	-3.96e-05	4.09e-09
1-Butene	56.10836	-0.515	0.0831	-4.55e-05	9.8e-09
Carbon dioxide	44.00995	5.14	0.0154	-9.94e-06	2.42e-09
Chloroform	119.3781	7.71	0.0343	-2.64e-05	7.29e-09
Cyclobutane	56.10836	-9.0	0.105	-6.29e-05	1.45e-08
Cyclohexane	84.16254	-16.2	0.165	-9.13e-05	1.88e-08
Cyclopentane	70.13545	-13.4	0.1325	-7.609e-05	1.68e-08
Cyclopropane	42.08127	-6.28	0.0798	-5.05e-05	1.22e-08
Ethane	30.07012	2.46	0.0361	-7.0e-06	-4.6e-10
Ethanol	46.06952	0.239	0.0623	-3.806e-05	9.47e-09
Ethylene	28.05418	0.934	0.0369	-1.93e-05	4.01e-09
Ethylene oxide	44.05358	-2.06	0.0544	-3.21e-05	7.31e-09
Methane	16.04303	5.04	0.00932	8.87e-06	-5.37e-09
Methanol	32.04243	3.62	0.0249	-7.05e-06	0
Methyl chloride	50.48806	2.96	0.0262	-1.26e-05	2.35e-09
Methylene chloride	84.93309	4.3	0.0327	-2.16e-05	5.4e-09
Naphthalene	128.1753	-13.02	0.185	-0.000126	3.19e-08
Oxygen	31.9988	6.22	0.00271	-3.7e-07	-2.2e-10
Phenol	94.11412	-5.68	0.126	-8.54e-05	2.05e-08
Propane	44.09721	-0.58	0.0699	-3.29e-05	6.54e-09
1-Propanol	60.09661	2.71	0.0686	-2.7e-05	1.51e-09
Propylene	42.08127	0.68	0.0568	-2.86e-05	5.6e-09
Sulphur dioxide-Dry	64.0628	5.85	0.0154	-1.11e-05	2.91e-09
Sulphur dioxide-Wet	64.0628	5.85	0.0154	-1.11e-05	2.91e-09
Sulphur trioxide	80.0622	3.96	0.0346	-2.68e-05	6.96e-09
Toluene	92.14181	-9.34	0.1385	-8.72e-05	2.06e-08
Water	18.01534	8.1	-0.00072	3.63e-06	-1.16e-09
m-Xylene	106.1689	-6.67	0.149	-8.76e-05	1.965e-08
o-Xylene	106.1689	-3.68	0.142	-8.21e-05	1.82e-08
p-Xylene	106.1689	-6.3	0.146	-8.44e-05	1.86e-08
Air	28.97	6.718	4.701e-04	1.148e-06	-4.699e-10
Styrene	104.153	-7.22	0.15	-9.99e-05	2.52e-08

หมายเหตุ $Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

Cp = ความจุความร้อนจำเพาะของแก๊ส, Cal/(gmol.K)

T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค2 ค่าคงที่สมการหาความจุความร้อนจำเพาะของของเหลว (Heat capacity of Liquid) [31]

Name	A	B	C	D
Aniline	0.1407	0.002467	-6.085e-06	5.927e-09
Benzene	-1.481	0.01546	-4.37e-05	4.409e-08
1-Butanol	-0.7587	0.01297	-4.612e-05	5.859e-08
1-Butene	0.5422	-0.001179	3.409e-06	2.195e-09
Carbon dioxide	-19.3	0.2546	-0.0010955	1.5733e-06
Chloroform	-0.09154	0.003149	-1.064e-05	1.24e-08
Cyclobutane	-0.346	0.007745	-2.7e-05	3.342e-08
Cyclohexane	-1.284	0.01339	-3.51e-05	3.227e-08
Cyclopentane	-0.08117	0.004146	-1.316e-05	1.595e-08
Cyclopropane	-0.02618	0.006913	-3.477e-05	5.99e-08
Ethane	0.1388	0.008481	-5.654e-05	1.261e-07
Ethanol	-0.3499	0.009559	-3.786e-05	5.459e-08
Ethylene	-0.3402	0.006218	-5.012e-05	1.263e-07
Ethylene oxide	0.2839	0.002347	-1.166e-05	2.004e-08
Methane	1.23	0.01033	7.2e-05	-1.073e-07
Methanol	0.8382	-0.003231	8.296e-06	-1.689e-10
Methyl chloride	0.04123	0.004188	-1.911e-05	2.973e-08
Methylene chloride	0.01117	0.003009	-1.143e-05	1.497e-08
Naphthalene	-1.412	0.01161	-2.526e-05	1.963e-08
Oxygen	-0.4587	0.03234	-0.0003951	1.5757e-06
Phenol	-0.6896	0.008218	-1.842e-05	1.447e-08
Propane	0.3326	0.002332	-1.336e-05	3.016e-08
1-Propanol	-0.2761	0.008573	-3.42e-05	4.985e-08
Propylene	0.4706	0.001683	-1.682e-05	4.407e-08
Styrene	-0.3154	0.005465	-1.43e-05	1.434e-08
Sulphur dioxide-Dry	-0.5737	0.01034	-4.028e-05	5.285e-08
Sulphur dioxide-Wet	-0.5737	0.01034	-4.028e-05	5.285e-08
Sulphur trioxide	-3.978	0.04016	-0.0001165	1.18e-07
Toluene	-0.1461	0.004584	-1.346e-05	1.425e-08
Water	0.6741	0.002825	-8.371e-06	8.601e-09
m-Xylene	-0.08753	0.003829	-1.071e-05	1.146e-08
o-Xylene	0.4498	0.006892	-1.86e-05	1.786e-08
p-Xylene	-0.8429	0.008961	-2.146e-05	1.845e-08
Air	0.229	4.781e-05	-2.39e-08	1.434e-11

หมายเหตุ $Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

Cp = ความจุความร้อนจำเพาะของของเหลว, Cal/(g.K)

T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค3 ค่าคงที่สมการหาความหนาแน่นของของเหลว (Density of liquid) [31]

Name	A	B	Tc
Aniline	0.3392	0.2761	426
Benzene	0.3051	0.2714	288.94
1-Butanol	0.2633	0.2477	289.8
1-Butene	0.2333	0.268	146.2
Carbon dioxide	0.4576	0.259	31.1
Chloroform	0.5165	0.2666	263.4
Cyclobutane	0.2575	0.2711	190.4
Cyclohexane	0.2729	0.2727	280.3
Cyclopentane	0.2701	0.2737	238.5
Cyclopropane	0.2614	0.2826	124.9
Ethane	0.2202	0.3041	32.3
Ethanol	0.2903	0.2765	243.1
Ethylene	0.2118	0.2784	9.9
Ethylene oxide	0.3172	0.2608	195.8
Methane	0.1611	0.2877	-82.6
Methanol	0.2928	0.276	239.4
Methyl chloride	0.3542	0.2573	143.1
Methylene chloride	0.3933	0.2141	241
Naphthalene	0.3241	0.2653	475.02
Oxygen	0.4227	0.2797	-118.5
Phenol	0.4094	0.3246	420
Propane	0.2204	0.2753	96.7
1-Propanol	0.2915	0.2758	263.6
Propylene	0.2252	0.2686	91.9
Styrene	0.2829	0.2498	369
Sulphur dioxide-Dry	0.5164	0.2554	157.6
Sulphur dioxide-Wet	0.5164	0.2554	157.6
Sulphur trioxide	0.5956	0.2274	218.3
Toluene	0.2883	0.2624	318.8
Water	0.3471	0.274	347.2
m-Xylene	0.2809	0.2587	343.8
o-Xylene	0.287	0.2619	357.8
p-Xylene	0.2812	0.2603	344

หมายเหตุ $\rho = AB^{-(1-T_r)^{2/7}}$

ρ = ความหนาแน่นของของเหลว, g/cm^3

$T_r = T/T_c$, T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค4 ค่าคงที่สมการหาการนำความร้อนของแก๊ส (Thermal conductivity of gas) [32]

Name	A	B	C	D
Aniline	-26.39	0.1189	0.000155	-4.3e-08
Benzene	-20.19	0.0864	0.000234	-9.69e-08
1-Butanol	-18.56	0.0851	0.000288	-1.192e-07
1-Butene	-25.12	0.1378	0.000243	-1.02e-07
Carbon dioxide	-17.23	0.1914	1.308e-05	-2.514e-08
Chloroform	-5.732	0.0629	5.904e-05	-3.352e-08
Cyclobutane	-23.39	0.0915	0.000352	-1.481e-07
Cyclohexane	-20.57	0.0445	0.000407	-1.731e-07
Cyclopentane	-20.35	0.0591	0.000387	-1.651e-07
Cyclopropane	-20.46	0.0974	0.000377	-1.628e-07
Ethane	-75.8	0.5257	-0.0004593	3.974e-07
Ethanol	-18.62	0.0995	0.00029	-1.238e-07
Ethylene	-42.04	0.2865	7.963e-05	-3.262e-08
Ethylene oxide	-34.84	0.1296	0.000363	-1.826e-07
Methane	-4.463	0.2084	0.0002815	-8.631e-08
Methanol	-18.62	0.0995	0.00029	-1.238e-07
Methyl chloride	-7.62	0.0377	0.000282	-1.291e-07
Methylene chloride	2.81	-0.01	0.000231	-1.021e-07
Naphthalene	-22.4	0.1179	9.1e-05	-2.54e-08
Oxygen	-0.7816	0.238	-8.939e-05	2.324e-08
Phenol	-31.87	0.1526	0.000174	-4.4e-08
Propane	4.438	-0.01122	0.0005198	-2.008e-07
1-Propanol	-18.94	0.0952	0.000285	-1.199e-07
Propylene	-18.11	0.1457	0.000238	-9.17e-08
Styrene	2.09	-0.0046	0.000297	-1.211e-07
Sulphur dioxide-Dry	-19.31	0.1515	-3.3e-05	5.5e-09
Sulphur dioxide-Wet	-19.31	0.1515	-3.3e-05	5.5e-09
Sulphur trioxide	-15.96	0.169	-4.7e-05	3.0e-08
Toluene	18.14	-0.0957	0.000566	-2.222e-07
Water	17.53	-0.0242	0.00043	-2.173e-07
m-Xylene	31.53	-0.1002	0.000397	-1.458e-07
o-Xylene	-13.66	0.0853	0.000178	-6.26e-08
p-Xylene	-19.53	0.0929	0.000181	-6.93e-08
Air	0.575	0.23516	-0.0001144	3.325e-08

หมายเหตุ $k = A + BT + CT^2 + DT^3$

k = การนำความร้อนของแก๊ส, microCal/(g.cm.K)

T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค5 ค่าคงที่สมการหาการนำความร้อนของของเหลว (Thermal conductivity of liquid) [31]

Name	A	B	C
Aniline	537.55	-0.3042	-0.000149
Benzene	424.26	0.0114	0.000903
1-Butanol	546.51	-0.6442	3.16e-05
1-Butene	609.89	-0.9516	-0.000271
Carbon dioxide	972.06	-2.0153	-0.002299
Chloroform	390.25	-0.2058	-0.000506
Cyclobutane	346.67	-0.2907	-0.000362
Cyclohexane	388.26	-0.2272	-0.00033
Cyclopentane	511.73	-0.618	-0.000139
Cyclopropane	396.82	-0.421	-0.000672
Ethane	699.31	-1.6588	-0.000487
Ethanol	628	-0.9188	0.000528
Ethylene	851.45	-2.2894	-0.000471
Ethylene oxide	626.62	-0.7951	-0.000285
Methane	722.72	-1.4442	-0.007636
Methanol	770.13	-1.1428	0.000279
Methyl chloride	902.96	-1.5857	-0.000421
Methylene chloride	537.74	-0.6047	-0.000269
Naphthalene	317.24	0.1422	-0.000404
Oxygen	583.79	-2.1049	-0.004831
Phenol	440.93	0.867	-0.000701
Propane	623.51	-1.2679	-0.000212
1-Propanol	442.74	-0.0804	-0.000529
Propylene	694.04	-1.4457	3.0e-05
Styrene	643.97	-0.8082	4.0e-05
Sulphur dioxide-Dry	2140.81	-7.8366	0.007143
Sulphur dioxide-Wet	2140.81	-7.8366	0.007143
Sulphur trioxide	2271.2	-7.6056	0.00666
Toluene	485.1	-0.5384	-5.9e-05
Water	-916.62	12.5473	-0.015212
m-Xylene	392.29	-0.035	-0.00057
o-Xylene	393.83	-0.1777	-0.000338
p-Xylene	355	0.0649	-0.000674

หมายเหตุ $k = A + BT + CT^2$

k = การนำความร้อนของของเหลว, microCal/(g.cm.K)

T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค6 ค่าคงที่สมการหาความหนืดของแก๊ส (Viscosity of gas) [32]

Name	A	B	C
Aniline	-14.89	0.2903	-1.116e-06
Benzene	-15.76	0.3245	7.232e-05
1-Butanol	-18.43	0.2867	-1.048e-05
1-Butene	-8.884	0.2959	-5.724e-05
Carbon dioxide	25.45	0.4549	-8.649e-05
Chloroform	-6.688	0.3726	-5.087e-05
Cyclobutane	-7.558	0.3122	-6.559e-05
Cyclohexane	-4.705	0.2632	-4.41e-05
Cyclopentane	-7.935	0.2888	-5.238e-05
Cyclopropane	-7.787	0.3478	-8.13e-05
Ethane	5.576	0.3064	-5.307e-05
Ethanol	1.396	0.2848	1.241e-05
Ethylene	3.586	0.3513	-8.055e-05
Ethylene oxide	-7.614	0.3627	-6.632e-05
Methane	15.96	0.3439	-8.14e-05
Methanol	-5.636	0.3445	-3.34e-05
Methyl chloride	0.3847	0.382	-5.497e-05
Methylene chloride	-4.929	0.3772	-5.39e-05
Naphthalene	-24.86	0.2765	-4.955e-05
Oxygen	1.811	0.6632	-0.0001879
Phenol	-16.41	0.32	0
Propane	4.912	0.2712	-3.806e-05
1-Propanol	-20.7	0.3144	-1.435e-05
Propylene	-5.601	0.3188	-6.291e-05
Sulphur dioxide-Dry	-3.793	0.4645	-7.276e-05
Sulphur dioxide-Wet	-3.793	0.4645	-7.276e-05
Sulphur trioxide	4.207	0.4712	-6.834e-05
Toluene	-8.421	0.2711	-4.018e-05
Water	-3.189	0.4145	-8.272e-06
m-Xylene	-15.27	0.2544	-4.343e-05
o-Xylene	1.776	0.2174	-2.057e-05
p-Xylene	-13.9	0.2557	-4.457e-05
Air	27.843	0.533403	-0.000125806

หมายเหตุ $\mu = A + BT + CT^2$

μ = ความหนืดของแก๊ส, micropoise

T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค7 ค่าคงที่สมการหาความหนืดของของเหลว (Viscosity of liquid) [32]

Name	A	B	C	D
Aniline	-2.454	886.6	-0.0002522	5.411e-07
Benzene	2.003	64.66	-0.01105	9.648e-06
1-Butanol	-4.222	1130	0.004137	-4.328e-06
1-Butene	-3.117	272	0.01836	-6.733e-05
Carbon dioxide	-1.345	21.22	0.01034	-3.405e-05
Chloroform	-1.812	397.5	0.001174	-1.784e-06
Cyclobutane	-1.972	292	0.00142	-1.706e-06
Cyclohexane	-1.91	599.2	-0.0006749	5.026e-07
Cyclopentane	-2.615	485.7	0.003162	-3.762e-06
Cyclopropane	-1.335	116.2	0.0001108	-3.836e-08
Ethane	-4.444	290.1	0.01905	-4.164e-05
Ethanol	-2.697	700.9	0.002682	-4.917e-06
Ethylene	-7.706	468.1	0.03725	-7.633e-05
Ethylene oxide	-1.678	312.4	0.0003232	-7.838e-07
Methane	-11.67	499.3	0.08125	-0.0002263
Methanol	-17.09	2096	0.04738	-4.893e-05
Methyl chloride	-1.311	157.7	0.001394	-2.899e-06
Methylene chloride	-3.501	514.8	0.007038	-7.985e-06
Naphthalene	-4.46	1093	0.004767	2.548e-06
Oxygen	-2.072	93.22	0.006031	-2.721e-05
Phenol	-8.039	1889	0.01055	-6.718e-06
Propane	-3.372	313.5	0.01034	-2.026e-05
1-Propanol	-5.333	1158	0.008722	-8.699e-06
Propylene	-5.009	413.2	0.01771	-3.092e-05
Styrene	-1.181	410.9	-0.001378	7.31e-07
Sulphur dioxide-Dry	-2.67	406.7	0.006141	-1.254e-05
Sulphur dioxide-Wet	-2.67	406.7	0.006141	-1.254e-05
Sulphur trioxide	12.57	-988.9	-0.04079	3.502e-05
Toluene	-2.553	559.1	0.001987	-1.954e-06
Water	-10.73	1828	0.01966	-1.466e-05
m-Xylene	-1.659	446.1	-0.000277	1.963e-07
o-Xylene	-1.447	451.1	-0.0007678	4.675e-07
p-Xylene	-3.383	686	0.003792	-2.925e-06

หมายเหตุ $\log(\mu) = A + B/T + CT + DT^2$

μ = ความหนืดของของเหลว, centipoise

T = อุณหภูมิ, K

ตารางที่ ค8 อุณหภูมิวิกฤตและความดันวิกฤตของของไหล [33]

Name	Tc, K	Pc, bar
Aniline	699.	53.1
Benzene	562.2	48.9
1-Butanol	563.1	44.2
1-Butene	419.6	40.2
Carbon dioxide	304.1	73.8
Chloroform	536.4	53.7
Cyclobutane	460.	49.9
Cyclohexane	553.5	40.7
Cyclopentane	511.7	45.1
Cyclopropane	397.8	54.9
Ethane	305.4	48.8
Ethanol	513.9	61.4
Ethylene	282.4	50.4
Ethylene oxide	469.	71.9
Methane	190.4	46.
Methanol	512.6	80.9
Methyl chloride	416.3	67.
Methylene chloride	510.	63.
Naphthalene	748.4	40.5
Oxygen	154.6	50.4
Phenol	694.2	61.3
Propane	369.8	42.5
1-Propanol	536.8	51.7
Propylene	364.9	46.
Styrene	647.	39.9
Sulphur dioxide-Dry	430.8	78.8
Sulphur dioxide-Wet	430.8	78.8
Sulphur trioxide	491.	82.1
Toluene	591.8	41.
Water	647.3	221.2
m-Xylene	617.1	35.4
o-Xylene	630.3	37.3
p-Xylene	616.2	35.1

ภาคผนวก ง

ความเหมาะสมของวัสดุกับของไหล

ตารางที่ ง1 แสดงความเหมาะสมของวัสดุกับชนิดของของไหล [34] ซึ่งบรรจุอยู่ในไฟล์ MATERIAL.MDB วัสดุที่นำมาพิจารณามี 4 ชนิด คือ

- Carbon Steel : เหล็กคาร์บอน
- 316SS : Stainless steel Type 316
- Nickel Alloys
- Titanium

ตัวเลขในตารางแสดงถึงระดับความเหมาะสมของวัสดุกับของไหล ดังนี้

1 = เหมาะสมอย่างยิ่ง
2 = เหมาะสมพอควร
3 = พอใช้งาน
4 = ไม่เหมาะสมนัก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ ง1 ความเหมาะสมของวัสดุกับชนิดของของไหล [34]

Name	Carbon Steel	316SS	Nickel Alloys	Titanium
Air	2	1	1	1
Aniline	1	1	2	1
Benzene	2	2	1	1
1-Butanol	2	1	1	1
1-Butene	1	1	1	1
Carbon dioxide	1	1	1	1
Chloroform	1	1	1	1
Cyclobutane	1	1	1	1
Cyclohexane	1	1	1	1
Cyclopentane	2	2	2	1
Cyclopropane	1	1	1	1
Ethane	1	1	1	1
Ethanol	1	2	1	1
Ethylene	1	1	1	1
Ethylene oxide	1	1	1	1
Methane	1	1	1	1
Methanol	2	2	1	1
Methyl chloride	1	1	2	1
Methylene chloride	2	2	1	1
Naphthalene	1	1	2	1
Oxygen	2	1	1	1
Phenol	1	2	2	1
Propane	1	1	1	1
1-Propanol	2	1	1	1
Propylene	1	1	1	1
Steam	1	1	1	1
Styrene	1	1	2	1
Sulphur dioxide-Dry	2	1	2	N/A
Sulphur dioxide-Wet	4	1	2	N/A
Sulphur trioxide	2	2	2	N/A
Toluene	1	1	1	1
Water	2	1	N/A	N/A
m-Xylene	2	2	1	N/A
o-Xylene	2	2	1	N/A
p-Xylene	2	2	1	N/A

ภาคผนวก จ

ตัวอย่างการคำนวณหาพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน

การคำนวณพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ [23] อ้างอิงสมการจากบทที่ 2 และขั้นตอนการคำนวณในบทที่ 3 ข้อมูลที่ใช้คำนวณมีดังนี้

<u>ข้อมูลป้อนเข้า</u>

1. อุปกรณ์
   - เส้นผ่านศูนย์กลางท่อ : ภายนอก 19.05 มม. และ ภายใน 17.40 มม.
   - รูปแบบการจัดท่อ : Square pitch (90°)
   - วัสดุท่อ : Stainless Steel Type 316 (k_w = 16.3 W/m.K)

2. ค่าใช้จ่าย
   - ค่าใช้จ่ายของมูลค่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน : $\$34/ft^2$
   - ค่าใช้จ่ายในการติดตั้ง : 15% ของมูลค่าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน
   - ค่าใช้จ่ายแน่นอนต่อปี (Annual fix charge) รวมค่าบำรุงรักษา : 20% ของค่าใช้จ่ายในการติดตั้ง
   - ค่าใช้จ่ายของพลังงานในการสูบของไหล : \$0.04/kWh

3. อื่นๆ
   - ความร้อนที่ต้องการถ่ายโอน (Duty) : 14.483×10^6 kJ/hr
   - แฟกเตอร์แก้ไขการหาค่าเฉลี่ยของอุณหภูมิแบบลอการิทึม (F_T) : 0.860
   - ชั่วโมงการทำงาน : 7000 ชั่วโมงต่อปี
   - แฟกเตอร์ความปลอดภัย F_s เท่ากับ 1.0
   - แฟกเตอร์แก้ไข B_i เท่ากับ 1.0
   - อัตราส่วน B_c/n_b เท่ากับ 1.0

ตารางที่ จ1 ข้อมูลป้อนเข้าของตัวอย่างการคำนวณหาพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน

Performance Data		Shell-Side	Tube-Side
Fluid Name		Styrene	Water
Flowrate	kg/hr	95,000	120,000
Temperature (in/out)	deg.C	150.0 / 70.0	35.0 / 63.8
Fouling Resistance	m^2.C/Watt	0.00026	0.00026
Density (in/out)	kg/m^3	784.595 / 862.711	1005.907 / 977.133
Viscosity (in/out)	cP	0.218 / 0.427	0.741 / 0.463
Specific Heat (in/out)	kJ/kg.°C	2.1896 / 1.9067	4.1929 / 4.2063
Thermal Cond. (in/out)	Watts/m.°C	0.1295 / 0.1555	0.6301 / 0.6631

วิธีทำ

เนื่องจากวิธีการคำนวณภายในโปรแกรม HEXPERT ใช้หน่วยอังกฤษ ดังตารางที่ จ2 แสดงข้อมูลป้อนเข้าในหน่วยอังกฤษ

ตารางที่ จ2 ข้อมูลป้อนเข้าในหน่วยอังกฤษ

Performance Data		Shell-Side	Tube-Side
Fluid Name		Styrene	Water
Flowrate	lb/hr	209,000	264,000
Temperature (in/out)	deg.F	302.0 / 158.0	95.0 / 146.8
Fouling Resistance	ft^2.h.°F/Btu	0.0015	0.0015
Density (in/out)	lb/ft^3	48.88 / 53.75	62.67 / 60.88
Viscosity (in/out)	lb/ft.hr	0.53 / 1.03	1.79 / 1.10
Specific Heat (in/out)	Btu/lb.°F	0.523 / 0.455	1.001 / 1.005
Thermal Cond. (in/out)	Btu/hr.ft.°F	0.075 / 0.090	0.364 / 0.383

1. หาอุณหภูมิผนังท่อด้านใน และอุณหภูมิเฉลี่ยของฟิล์มนอกท่อ

สมมติ ค่าเฉลี่ย ΔT เหนือฟิล์มของ Styrene = 35% ของ ΔT ทั้งหมด
ค่าเฉลี่ย ΔT เหนือฟิล์มของน้ำ = 5.6% ของ ΔT ทั้งหมด

- ค่าเฉลี่ยอุณหภูมิของ Styrene = (302.0+158.0)/2 = 230 °F
- ค่าเฉลี่ยอุณหภูมิของน้ำ = (95.0+146.8)/2 = 120.9 °F

- อุณหภูมิฟิล์มเฉลี่ยของ Styrene = 110 + 0.35/2(230-120.9) = 249.1 °F
- อุณหภูมิผนังท่อด้านใน = 120.9 - (0.056)(230-120.9) = 114.8 °F

2. หาสมบัติของ Styrene ที่อุณหภูมิเฉลี่ยทั้งหมดและที่อุณหภูมิฟิล์มเฉลี่ย และของน้ำ ที่อุณหภูมิเฉลี่ยทั้งหมดและที่อุณหภูมิผนังท่อด้านใน

ตารางที่ ฯ3 สมบัติของ Styrene ที่อุณหภูมิฟิล์มเฉลี่ย และของน้ำที่อุณหภูมิผนังท่อด้านใน

Performance Data		Shell-Side		Tube-Side	
Fluid Name		Styrene		Water	
Temperature (avg/film)	°F	230.0	249.1	120.9	114.8
Density (avg/film)	lb/ft^3	51.32	50.7	61.78	62.0
Viscosity (avg/film)	lb/ft.hr	0.78	0.70	1.44	1.52
Specific Heat (avg/film)	Btu/lb.°F	0.489	0.50	1.003	1.00
Thermal Cond. (avg/film)	Btu/hr.ft.°F	0.082	0.08	0.374	0.37

3. หาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อนที่เหมาะสม ($U_{o,opt}$)

- หา φ_i จากสมการ 2.21a

$$\varphi_i = B_i \left(\frac{703.9\ \mu_i^3\ D_i^{1.4475}}{g_c\ D_o\ \rho_i^2\ k_i^{3.447} \left(\mu_{w_i}/\mu_i\right)^{0.14}} \frac{Pr^{-1.706}}{\left[\exp\left(-0.0225(\ln Pr)^2\right)\right]^{3.447}} \right)$$

$$Pr = \frac{Cp_i \mu_i}{k_i} = \frac{(1.00)(1.44)}{(0.374)} = 3.86$$

$$\varphi_i = (1.0)\left\{\frac{703.9\,(1.44)^3\,(0.057)^{1.4475}}{(32.17)(3600)^2\,(0.063)(61.78)^2(0.374)^{3.447}\left(1.52/1.44\right)^{0.14}} \times \frac{(3.86)^{-1.706}}{\left[\exp\left(-0.0225(\ln 3.86)^2\right)\right]^{3.447}}\right\}$$

$$\varphi_i = 1.123 \times 10^{-9}$$

- หา φ_o จากสมการ 2.22a

$$\varphi_o = \frac{B_o}{n_b}\frac{N_r N_c}{N_t}\left(\frac{2\,b_o D_o D_o^{0.75} F_s^{4.75} \mu_{fo}^{1.42}}{\pi a_o^{4.75} g_o \rho_o^2 k_{fo}^{3.17} Cp_{fo}^{1.58}}\right)$$

$$b_o = 0.044 + \frac{0.08\,x_L}{\left(x_T - 1\right)^{0.43+1.13/x_L}}$$

$x_L = x_T$ = Tube pitch/Tube OD = 26.4/19.05 = 1.33

$$b_o = 0.044 + \frac{(0.08)(1.33)}{(1.33-1)^{0.43+1.13/1.33}} = 0.484$$

$$\varphi_o = (1.0)(0.6)\left(\frac{(2)\,(0.484)(0.083-0.063)(0.063)^{0.75}(1.0)^{4.75}(0.70)^{1.42}}{(\pi)(0.26)^{4.75}(32.17)(3600)(51.32)^2\,(0.08)^{3.17}(0.50)^{1.58}}\right)$$

$$\varphi_o = 1.376 \times 10^{-9}$$

- หา Rd_w จากสมการ 2.20

$$Rd_w = \left(\frac{D_o x_w}{k_w D_{w_{log\,mean}}} + \frac{D_o}{D_i h_{d_i}} + \frac{1}{h_{d_o}}\right)$$

k_w = 16.3 W/m.K = 9.42 Btu/hr.ft.F

$$D_{w_{log\ mean}} = \frac{0.063 - 0.057}{\ln(0.063/0.057)} = 0.06$$

$$Rd_w = \left(\frac{(0.063)(0.063 - 0.057)}{(9.42)(0.06)} + \frac{0.063}{0.057}(0.0015) + 0.0015 \right)$$

$$Rd_w = 0.0038 \quad ft^2.hr.F/Btu$$

- หาค่าใช้จ่ายของพลังงานในการสูบของไหล

$$C_i = C_o = \frac{\$0.04}{2.655 \times 10^6} \text{ per ft - lb}_f$$

- หา $h_{i,opt}$ จากสมการ 2.35

$$K_F C_{Ao} = h_{i,opt}^{3.447} H_y \left\{ 2.447 \varphi_i C_i + \frac{3.447 \varphi_i C_i D_i Rd_w}{D_o} h_{i,opt} + 2.878 \left(\frac{\varphi_i C_i D_i}{D_o} \right)^{0.826} (\varphi_o C_o)^{0.174} h_{i,opt}^{0.227} \right\}$$

$$h_{i,opt}^{3.447}(7000)\left(\frac{0.04}{2.655 \times 10^6}\right) \times \left\{ (2.447)(1.123 \times 10^{-9}) + \frac{(3.447)(1.123 \times 10^{-9})(0.057)(0.038)}{(0.063)} h_{i,opt} + 2.878 \left(\frac{1.123 \times 10^{-9} \times 0.057}{0.063} \right)^{0.826} (1.376 \times 10^{-9})^{0.174} h_{i,opt}^{0.227} \right\} = (0.2)(34)(1.15)$$

โดยวิธี Newton-Raphson จะได้

$$h_{i,opt} = 3154.3 \text{ Btu / hr.ft}^2\text{.F}$$

- หา $h_{o,opt}$ จากสมการ 2.33

$$h_{o,opt} = \left(\frac{0.7257\varphi_i C_i D_i}{\varphi_o C_o D_o}\right)^{0.174} h_{i,opt}^{0.7734}$$

$$h_{o,opt} = \left(\frac{(0.7257)(1.123\times10^{-9})(0.057)}{(1.376\times10^{-9})(0.063)}\right)^{0.174} (3154.3)^{0.7734}$$

$$h_{o,opt} = 455.9 \ Btu/hr.ft^2.F$$

- หา $U_{o,opt}$ จากสมการ 2.36

$$U_{o,opt} = \left(\frac{D_o}{D_i h_{i,opt}} + \frac{1}{h_{o,opt}} + Rd_w\right)^{-1}$$

$$= \left(\frac{0.063}{0.057\times3154.3} + \frac{1}{455.9} + 0.0038\right)^{-1}$$

$$= (0.00035 + 0.0022 + 0.0038)^{-1} = (0.00635)^{-1}$$

$$U_{o,opt} = 157.5 \ Btu/hr.ft^2.F$$

- ตรวจสอบค่า ΔT เหนือฟิล์ม

ΔT เหนือฟิล์มของ Styrene $= \frac{0.0022}{0.00635}(100) = 34.6\%$

ΔT เหนือฟิล์มของน้ำ $= \frac{0.00035}{0.00635}(100) = 5.5\%$

ดังนั้นการสมมติเปอร์เซ็นต์ ΔT มีความถูกต้องเพียงพอ

- หาพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน จากสมการ 2.37

$$A_{o,opt} = \frac{Q}{U_{o,opt} F_T (LMTD)}$$

หา LMTD จากสมการ 2.3

$$LMTD = 56.80$$

$$Q = 14.483 \times 10^{6} \text{ kJ/hr} = 1.373 \times 10^{7} \text{ Btu/hr}$$

$$A_{o,opt} = \frac{1.373 \times 10^{7}}{(157.5)(0.860)(56.80)} = 1{,}784.6 \text{ ft}^2$$

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ฉ

ผลการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบเชลล์และท่อ จากโปรแกรม HEXTRAN

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                 HEXTRAN
PROJECT DESIGN                         SIMULATION
PROBLEM D01                             SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME			UNIT ID 2001	
SIZE 1200- 6000 TYPE BES, HORIZONTAL			CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
AREA/UNIT 468. M2 (468. M2 REQUIRED)			AREA/SHELL 468. M2	
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE
FEED STREAM NUMBER		1002		1001
FEED STREAM NAME		TOLUENE		COOLING WATER
TOTAL FLUID	KG /HR	547500.		750000.
VAPOR (IN/OUT)	KG /HR	0./ 0.		0./ 0.
LIQUID	KG /HR	547500./ 547500.		0./ 0.
STEAM	KG /HR	0./ 0.		0./ 0.
WATER	KG /HR	0./ 0.		750000./ 750000.
NON CONDENSIBLE	KG /HR	0.		0.
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	150.0 / 80.0		35.0 / 59.5
PRESSURE (IN/OUT)	KPA	405.20 / 365.82		303.90 / 269.73
SP. GR., LIQ		0.872 / 0.872		1.009 / 1.009
VAP		0.000 / 0.000		0.000 / 0.000
DENSITY, LIQUID	KG/M3	739.550 / 813.385		992.452 / 982.027
VAPOR	KG/M3	0.000 / 0.000		0.000 / 0.000
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.185 / 0.316		0.722 / 0.472
VAPOR	CP	0.000 / 0.000		0.000 / 0.000
THRML COND,LIQ	WATTS/M-C	0.0978 / 0.1146		0.6208 / 0.6514
VAP	WATTS/M-C	0.0000 / 0.0000		0.0000 / 0.0000
SPEC.HEAT,LIQUID	KJ /KG C	2.1623 / 1.8512		4.1788 / 4.1847
VAPOR	KJ /KG C	0.0000 / 0.0000		0.0000 / 0.0000
LATENT HEAT	KJ /KG	0.00		0.00
VELOCITY	M/SEC	0.92		1.66
DP/SHELL(DES/CALC)	KPA	81.04 / 39.38		101.30 / 34.17
FOULING RESIST M2-C/WATT		0.00026 (0.00026 REQD)		0.00034
TRANSFER RATE WATTS/M2-C		SERVICE 754.84 (754.75 REQD), CLEAN 1530.77		
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR		76.792, MTD(CORRECTED) 60.3, FT 0.927		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE
DESIGN PRESSURE	KPA	862.		689.
NUMBER OF PASSES		1		2
MATERIAL		CARB STL		316 S.S.
INLET NOZZLE ID	MM	304.8		336.6
OUTLET NOZZLE ID	MM	304.8		336.6
TUBE: NUMBER 1304, OD 19.050 MM , BWG 16 , LENGTH 6.0 M				
TYPE BARE,		PITCH 25.4 MM, PATTERN 90 DEGREES		
SHELL: ID 1200.00 MM,		SEALING STRIPS 0 PAIRS		
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 812.09, CENT 542.22, OUT 812.09,SING				
REO-V2: INLET NOZZLE 5874.3 KG/ M-SEC2				
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 4973.0 FULL OF WATER 22382.9 BUNDLE 11332.9				

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                 HEXTRAN
PROJECT DESIGN                          SIMULATION
PROBLEM D02                              SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME			UNIT ID 2001		
SIZE 600- 6000 TYPE BES, HORIZONTAL			CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES		
AREA/UNIT 105. M2 (105. M2 REQUIRED)			AREA/SHELL 105. M2		
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM NUMBER		1001		1002	
FEED STREAM NAME		STYRENE		COOLING WATER	
TOTAL FLUID	KG /HR	95000.		120000.	
VAPOR (IN/OUT)	KG /HR	0./	0.	0./	0.
LIQUID	KG /HR	95000./	95000.	0./	0.
STEAM	KG /HR	0./	0.	0./	0.
WATER	KG /HR	0./	0.	120000./	120000.
NON CONDENSIBLE	KG /HR	0.		0.	
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	150.0 /	70.0	35.0 /	63.8
PRESSURE (IN/OUT)	KPA	303.90 /	253.11	202.60 /	183.74
SP. GR., LIQ		0.911 /	0.911	1.009 /	1.009
VAP		0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
DENSITY, LIQUID	KG/M3	795.499 /	865.857	992.452 /	979.901
VAPOR	KG/M3	0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.220 /	0.410	0.722 /	0.443
VAPOR	CP	0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
THRML COND,LIQ	WATTS/M-C	0.1119 /	0.1306	0.6208 /	0.6559
VAP	WATTS/M-C	0.0000 /	0.0000	0.0000 /	0.0000
SPEC.HEAT,LIQUID	KJ /KG C	2.0576 /	1.7514	4.1788 /	4.1868
VAPOR	KJ /KG C	0.0000 /	0.0000	0.0000 /	0.0000
LATENT HEAT	KJ /KG	0.00		0.00	
VELOCITY	M/SEC	0.78		1.19	
DP/SHELL(DES/CALC)	KPA	151.95 / 50.79		151.95 / 18.86	
FOULING RESIST M2-C/WATT		0.00026 (0.00026 REQD)		0.00026	
TRANSFER RATE WATTS/M2-C . SERVICE 785.44 (784.91 REQD), CLEAN 1432.42					
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR 14.465, MTD(CORRECTED) 46.8, FT 0.860					
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	KPA	689.		689.	
NUMBER OF PASSES		1		2	
MATERIAL		CARB STL		316 S.S.	
INLET NOZZLE ID	MM	154.1		154.1	
OUTLET NOZZLE ID	MM	154.1		154.1	
TUBE: NUMBER 292, OD 19.050 MM , BWG 16 , LENGTH 6.0 M					
TYPE BARE, PITCH 25.4 MM, PATTERN 90 DEGREES					
SHELL: ID 600.00 MM, SEALING STRIPS 0 PAIRS					
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 179.22, CENT 169.80, OUT 179.22,SING					
REO-V2: INLET NOZZLE 2519.8 KG/ M-SEC2					
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 1866.9 FULL OF WATER 6247.3 BUNDLE 2842.7					

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                HEXTRAN
PROJECT DESIGN                        SIMULATION
PROBLEM D03                            SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME S&T HX			UNIT ID 2001	
SIZE 600- 3560 TYPE BES, HORIZONTAL			CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
AREA/UNIT 63. M2 (63. M2 REQUIRED)			AREA/SHELL 63. M2	
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	
FEED STREAM NUMBER		1002	1001	
FEED STREAM NAME		NAPHTHALENE	WATER	
TOTAL FLUID	KG /HR	45000.	100000.	
VAPOR (IN/OUT)	KG /HR	0./ 0.	0./ 0.	
LIQUID	KG /HR	45000./ 45000.	0./ 0.	
STEAM	KG /HR	0./ 0.	0./ 0.	
WATER	KG /HR	0./ 0.	100000./ 100000.	
NON CONDENSIBLE	KG /HR	0.	0.	
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	100.0 / 50.0	35.0 / 43.6	
PRESSURE (IN/OUT)	KPA	253.25 / 237.37	303.90 / 247.68	
SP. GR., LIQ		1.027 / 1.027	1.009 / 1.009	
VAP		0.000 / 0.000	0.000 / 0.000	
DENSITY, LIQUID	KG/M3	962.014 / 998.943	992.452 / 989.080	
VAPOR	KG/M3	0.000 / 0.000	0.000 / 0.000	
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.737 / 1.093	0.722 / 0.613	
VAPOR	CP	0.000 / 0.000	0.000 / 0.000	
THRML COND,LIQ	WATTS/M-C	0.1365 / 0.1411	0.6208 / 0.6327	
VAP	WATTS/M-C	0.0000 / 0.0000	0.0000 / 0.0000	
SPEC.HEAT,LIQUID	KJ /KG C	1.6915 / 1.5215	4.1788 / 4.1797	
VAPOR	KJ /KG C	0.0000 / 0.0000	0.0000 / 0.0000	
LATENT HEAT	KJ /KG	0.00	0.00	
VELOCITY	M/SEC	0.40	1.96	
DP/SHELL(DES/CALC)	KPA	50.65 / 15.88	103.42 / 56.22	
FOULING RESIST M2-C/WATT		0.00026 (0.00026 REQD)	0.00034	
TRANSFER RATE WATTS/M2-C		SERVICE 561.16 (561.23 REQD), CLEAN 900.32		
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR		3.612, MTD(CORRECTED) 28.5,	FT 0.913	
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	KPA	689.	689.	
NUMBER OF PASSES		1	4	
MATERIAL		CARB STL	316 S.S.	
INLET NOZZLE ID	MM	102.3	154.1	
OUTLET NOZZLE ID	MM	77.9	154.1	

TUBE: NUMBER 294, OD 19.050 MM , BWG 16 , LENGTH 3.6 M
TYPE BARE, PITCH 25.4 MM, PATTERN 30 DEGREES
SHELL: ID 600.00 MM, SEALING STRIPS 0 PAIRS
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 140.95, CENT 120.00, OUT 140.95,SING
RHO-V2: INLET NOZZLE 2407.8 KG/ M-SEC2
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 1511.3 FULL OF WATER 4189.5 BUNDLE 1766.8

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                 HEXTRAN
PROJECT DESIGN                         SIMULATION
PROBLEM D04                             SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME		UNIT ID 2001	
SIZE 600- 4780 TYPE BES, HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES	
AREA/UNIT 72. M2 (72. M2 REQUIRED)		AREA/SHELL 72. M2	
PERFORMANCE OF ONE UNIT	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	
FEED STREAM NUMBER	1002	1001	
FEED STREAM NAME	H2O	H2O	
TOTAL FLUID KG /HR	40000.	120000.	
VAPOR (IN/OUT) KG /HR	0./ 0.	0./ 0.	
LIQUID KG /HR	0./ 0.	0./ 0.	
STEAM KG /HR	0./ 0.	0./ 0.	
WATER KG /HR	40000./ 40000.	120000./ 120000.	
NON CONDENSIBLE KG /HR	0.	0.	
TEMPERATURE (IN/OUT) DEG C	108.0 / 60.0	35.0 / 51.1	
PRESSURE (IN/OUT) KPA	202.60 / 185.29	303.90 / 177.44	
SP. GR., LIQ (4C / 4C H2O)	1.009 / 1.009	1.009 / 1.009	
VAP (4C / 4C AIR)	0.000 / 0.000	0.000 / 0.000	
DENSITY, LIQUID KG/M3	953.381 / 981.791	992.452 / 985.909	
VAPOR KG/M3	0.000 / 0.000	0.000 / 0.000	
VISCOSITY, LIQUID CP	0.262 / 0.469	0.722 / 0.539	
VAPOR CP	0.000 / 0.000	0.000 / 0.000	
THRML COND,LIQ WATTS/M-C	0.6838 / 0.6519	0.6208 / 0.6420	
VAP WATTS/M-C	0.0000 / 0.0000	0.0000 / 0.0000	
SPEC.HEAT,LIQUID KJ /KG C	4.2271 / 4.1850	4.1788 / 4.1816	
VAPOR KJ /KG C	0.0000 / 0.0000	0.0000 / 0.0000	
LATENT HEAT KJ /KG	0.00	0.00	
VELOCITY M/SEC	0.37	2.76	
DP/SHELL(DES/CALC) KPA	101.30 / 17.31	151.95 /126.46	
FOULING RESIST M2-C/WATT	0.00034 (0.00034 REQD)	0.00034	
TRANSFER RATE WATTS/M2-C	SERVICE 889.61 (889.54 REQD), CLEAN 2682.42		
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR	8.067, MTD(CORRECTED) 35.1, FT 0.904		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE KPA	689.	689.	
NUMBER OF PASSES	1	4	
MATERIAL	316 S.S.	316 S.S.	
INLET NOZZLE ID MM	77.9	154.1	
OUTLET NOZZLE ID MM	77.9	154.1	

TUBE: NUMBER 251, OD 19.050 MM , BWG 16 , LENGTH 4.8 M
TYPE BARE, PITCH 25.4 MM, PATTERN 90 DEGREES
SHELL: ID 600.00 MM, SEALING STRIPS 0 PAIRS
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 150.95, CENT 120.00, OUT 150.95,SING
RHO-V2: INLET NOZZLE 5692.6 KG/ M-SEC2
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 1732.8 FULL OF WATER 4979.7 BUNDLE 2004.2

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                 HEXTRAN
PROJECT DESIGN                         SIMULATION
PROBLEM D05                              SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME			UNIT ID 2001		
SIZE 700- 2440 TYPE BET, HORIZONTAL			CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES		
AREA/UNIT 53. M2 (55. M2 REQUIRED)			AREA/SHELL 53. M2		
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM NUMBER		ETHY		SO2	
FEED STREAM NAME		ETHYLENE		SO2	
TOTAL FLUID	KG /HR	27500.		50000.	
VAPOR (IN/OUT)	KG /HR	27500./	27500.	50000./	50000.
LIQUID	KG /HR	0./	0.	0./	0.
STEAM	KG /HR	0./	0.	0./	0.
WATER	KG /HR	0./	0.	0./	0.
NON CONDENSIBLE	KG /HR	0.		0.	
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	40.0 /	80.0	150.0 /	93.8
PRESSURE (IN/OUT)	KPA	303.90 /	243.82	253.25 /	194.49
SP. GR., LIQ		0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VAP		0.370 /	0.370	1.434 /	1.434
DENSITY, LIQUID	KG/M3	0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VAPOR	KG/M3	3.325 /	2.349	4.666 /	4.151
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VAPOR	CP	0.010 /	0.012	0.018 /	0.016
THRML COND,LIQ	WATTS/M-C	0.0000 /	0.0000	0.0000 /	0.0000
VAP	WATTS/M-C	0.0250 /	0.0298	0.0160 /	0.0131
SPEC.HEAT,LIQUID	KJ /KG C	0.0000 /	0.0000	0.0000 /	0.0000
VAPOR	KJ /KG C	1.6390 /	1.7690	0.6976 /	0.6712
LATENT HEAT	KJ /KG	0.00		0.00	
VELOCITY	M/SEC	29.78		65.97	
DP/SHELL(DES/CALC)	KPA	101.30 / 60.08		131.69 / 58.76	
FOULING RESIST M2-C/WATT		0.00031 (0.00014 REQD)		0.00018	
TRANSFER RATE WATTS/M2-C		SERVICE 175.68 (181.36 REQD), CLEAN 193.72			
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR		1.894, MTD(CORRECTED) 54.9, FT 0.891			
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	KPA	689.		689.	
NUMBER OF PASSES		1		2	
MATERIAL		CARB STL		316 S.S.	
INLET NOZZLE ID	MM	336.6		336.6	
OUTLET NOZZLE ID	MM	336.6		336.6	

TUBE: NUMBER 271, OD 25.400 MM , BWG 14 , LENGTH 2.4 M
TYPE BARE, PITCH 31.8 MM, PATTERN 30 DEGREES
SHELL: ID 700.00 MM, SEALING STRIPS 0 PAIRS
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 432.83, CENT 380.89, OUT 432.83,SING
RHO-V2: INLET NOZZLE 2217.9 KG/ M-SEC2
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 1611.6 FULL OF WATER 3958.4 BUNDLE 1510.2

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                 HEXTRAN
PROJECT DESIGN                          SIMULATION
PROBLEM D06                               SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME HX			UNIT ID 2001		
SIZE 800- 2440 TYPE BES, HORIZONTAL			CONNECTED 1 PARALLEL 1 SERIES		
AREA/UNIT 45. M2 (43. M2 REQUIRED)			AREA/SHELL 45. M2		
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
FEED STREAM NUMBER		1002		1001	
FEED STREAM NAME		AIR		SO2	
TOTAL FLUID	KG /HR	65000.		50000.	
VAPOR (IN/OUT)	KG /HR	65000./	65000.	50000./	50000.
LIQUID	KG /HR	0./	0.	0./	0.
STEAM	KG /HR	0./	0.	0./	0.
WATER	KG /HR	0./	0.	0./	0.
NON CONDENSIBLE	KG /HR	0.		0.	
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	40.0 /	54.8	100.0 /	70.0
PRESSURE (IN/OUT)	KPA	354.55 /	225.19	354.55 /	318.65
SP. GR., LIQ		0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VAP		0.872 /	0.872	1.434 /	1.434
DENSITY, LIQUID	KG/M3	0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VAPOR	KG/M3	3.946 /	2.392	7.507 /	7.382
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.000 /	0.000	0.000 /	0.000
VAPOR	CP	0.019 /	0.020	0.016 /	0.015
THRML COND,LIQ	WATTS/M-C	0.0000 /	0.0000	0.0000 /	0.0000
VAP	WATTS/M-C	0.0272 /	0.0284	0.0134 /	0.0119
SPEC.HEAT,LIQUID	KJ /KG C	0.0000 /	0.0000	0.0000 /	0.0000
VAPOR	KJ /KG C	1.0136 /	1.0122	0.6815 /	0.6683
LATENT HEAT	KJ /KG	0.00		0.00	
VELOCITY	M/SEC	46.81		41.73	
DP/SHELL(DES/CALC)	KPA	151.95 /129.36		151.95 / 35.70	
FOULING RESIST M2-C/WATT		0.00019 (0.00037 REQD)		0.00018	
TRANSFER RATE WATTS/M2-C		SERVICE 182.16 (176.55 REQD), CLEAN 197.39			
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR		0.992, MTD(CORRECTED) 35.0, FT 0.943			
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE	
DESIGN PRESSURE	KPA	862.		862.	
NUMBER OF PASSES		1		2	
MATERIAL		CARB STL		CARB STL	
INLET NOZZLE ID	MM	387.4		387.4	
OUTLET NOZZLE ID	MM	387.4		387.4	

TUBE: NUMBER 183, OD 31.750 MM , BWG 10 , LENGTH 2.4 M
TYPE BARE, PITCH 39.7 MM, PATTERN 90 DEGREES
SHELL: ID 800.00 MM, SEALING STRIPS 0 PAIRS
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 630.64, CENT 557.61, OUT 630.64,SING
RHO-V2: INLET NOZZLE 5949.4 KG/ M-SEC2
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 2201.5 FULL OF WATER 4557.5 BUNDLE 1265.4

```
VERSION 6.0 , 386/387 77                    R
SIMULATION SCIENCES INC.                 HEXTRAN
PROJECT DESIGN                         SIMULATION
PROBLEM D07                             SOLUTION
```

SHELL AND TUBE EXCHANGER DATA SHEET

EXCHANGER NAME AIR PRES			UNIT ID AIR	
SIZE 800- 3660 TYPE BES,	HORIZONTAL		CONNECTED 1 PARALLEL	1 SERIES
AREA/UNIT 79. M2 (	80. M2 REQUIRED)		AREA/SHELL 79. M2	
PERFORMANCE OF ONE UNIT		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE
FEED STREAM NUMBER		TOLU		AIR
FEED STREAM NAME		TOLUENE		AIR
TOTAL FLUID	KG /HR	50000.		90000.
VAPOR (IN/OUT)	KG /HR	0./ 0.		90000./ 90000.
LIQUID	KG /HR	50000./ 50000.		0./ 0.
STEAM	KG /HR	0./ 0.		0./ 0.
WATER	KG /HR	0./ 0.		0./ 0.
NON CONDENSIBLE	KG /HR	0.		0.
TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG C	150.0 / 96.0		30.0 / 90.0
PRESSURE (IN/OUT)	KPA	303.90 / 295.85		405.20 / 220.16
SP. GR., LIQ		0.872 / 0.872		0.000 / 0.000
VAP		0.000 / 0.000		0.872 / 0.872
DENSITY, LIQUID	KG/M3	739.321 / 797.821		0.000 / 0.000
VAPOR	KG/M3	0.000 / 0.000		4.660 / 2.112
VISCOSITY, LIQUID	CP	0.185 / 0.277		0.000 / 0.000
VAPOR	CP	0.000 / 0.000		0.018 / 0.021
THRML COND,LIQ	WATTS/M-C	0.0978 / 0.1106		0.0000 / 0.0000
VAP	WATTS/M-C	0.0000 / 0.0000		0.0265 / 0.0310
SPEC.HEAT,LIQUID	KJ /KG C	2.1630 / 1.9195		0.0000 / 0.0000
VAPOR	KJ /KG C	0.0000 / 0.0000		1.0143 / 1.0146
LATENT HEAT	KJ /KG	0.00		0.00
VELOCITY	M/SEC	0.41		126.11
DP/SHELL(DES/CALC)	KPA	103.42 / 8.05		202.60 /185.04
FOULING RESIST M2-C/WATT		0.00025 (0.00023 REQD)		0.00010
TRANSFER RATE WATTS/M2-C		SERVICE 359.08 (361.90 REQD), CLEAN 432.53		
HEAT EXCHANGED MM KJ /HR		5.504, MTD(CORRECTED) 53.2, FT 0.845		
CONSTRUCTION OF ONE SHELL		SHELL-SIDE		TUBE-SIDE
DESIGN PRESSURE	KPA	689.		862.
NUMBER OF PASSES		1		2
MATERIAL		CARB STL		316 S.S.
INLET NOZZLE ID	MM	102.3		387.4
OUTLET NOZZLE ID	MM	102.3		387.4

TUBE: NUMBER 217, OD 31.750 MM , BWG 12 , LENGTH 3.7 M
TYPE BARE, PITCH 39.7 MM, PATTERN 90 DEGREES
SHELL: ID 800.00 MM, SEALING STRIPS 0 PAIRS
BAFFLE: CUT .200, SPACING(MM): IN 198.25, CENT 160.00, OUT 198.25,SING
REO-V2: INLET NOZZLE 3868.1 KG/ M-SEC2
TOTAL WEIGHT/SHELL,KG 2186.1 FULL OF WATER 6024.3 BUNDLE 2199.5

ภาคผนวก ข

สมการแฟกเตอร์ความเสียดทานแบบต่างๆ

สมการที่ใช้ในการคำนวณค่าแฟกเตอร์ความเสียดทาน (Friction factor) ในท่อ ที่สถานะแก๊ส มีรูปแบบแตกต่างกันดังนี้

- โปรแกรม HEXPERT [26]

$$f = 0.003\,Re^{-0.2595}$$

- Weymouth [35]

$$f = 0.008/D^{0.33}$$

- Panhandle (Panhandle A) [35]

$$1/f = 52\left(\frac{QG}{D}\right)^{0.1461}$$

- Modified Panhandle (Panhandle B) [35]

$$(1/f)^{0.5} = 16.7\left(\frac{QG}{D}\right)^{0.01961}$$

เมื่อ f = แฟกเตอร์ความเสียดทาน (Friction factor)

Re = Reynold number

Q = อัตราการไหลของแก๊ส, ft^3/day

G = ความถ่วงจำเพาะของแก๊ส

D = เส้นผ่านศูนย์กลางภายในของท่อ, in.

เปรียบเทียบผลการคำนวณค่าแฟกเตอร์ความเสียทานจากสมการแบบต่างๆ จาก ตัวอย่างข้อมูลดังนี้

อากาศ : - อัตราการไหล = 9,000 ft^3/hr = 216,000 ft^3/day

- ความถ่วงจำเพาะ = 0.872
- เส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อ = 28.98 mm. = 1.14 in.
- ความหนืด = 0.0195 cp = 0.047 lb/hr.ft
- ความหนาแน่น = 3.386 kg/m^3 = 0.21 lb/ft^3

$$Re = \frac{(0.21)(1.14/12)\left(\frac{9,000}{\pi/4(1.14/12)^2}\right)}{0.047} = 5.390\times10^5$$

ตาราง ช1 เปรียบเทียบค่าแฟกเตอร์ความเสียดทาน

สมการ	แฟกเตอร์ความเสียดทาน
โปรแกรม HEXPERT	0.0000977
Weymouth	0.00766
Panhandle	0.00332
Modified Panhandle	0.00224

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ประวัติผู้เขียน

นายชาญเวช มุนินทร์นิมิตต์ เกิดเมื่อวันที่ 19 กรกฎาคม พ.ศ. 2514 ที่จังหวัดนครสวรรค์ สำเร็จการศึกษาปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต สาขาเคมีวิศวกรรม จากภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปีการศึกษา 2535

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย