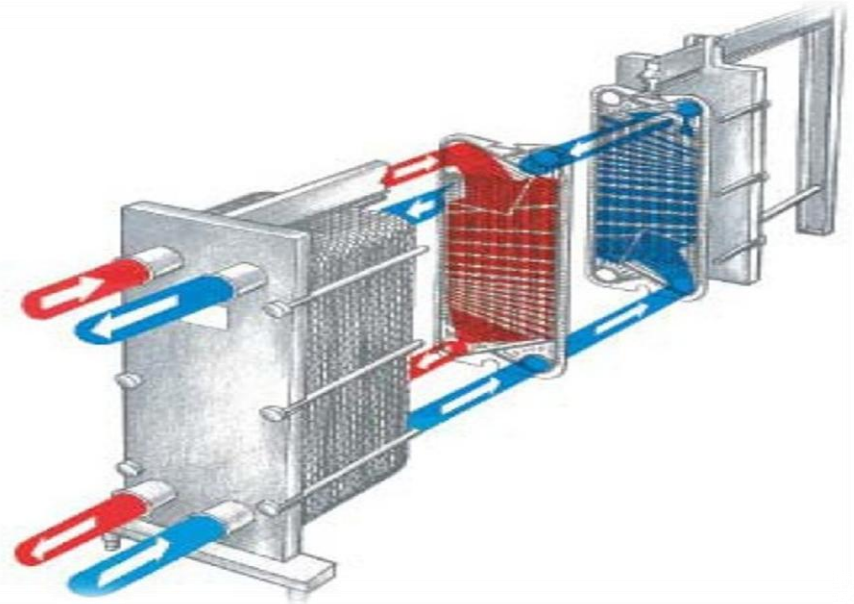
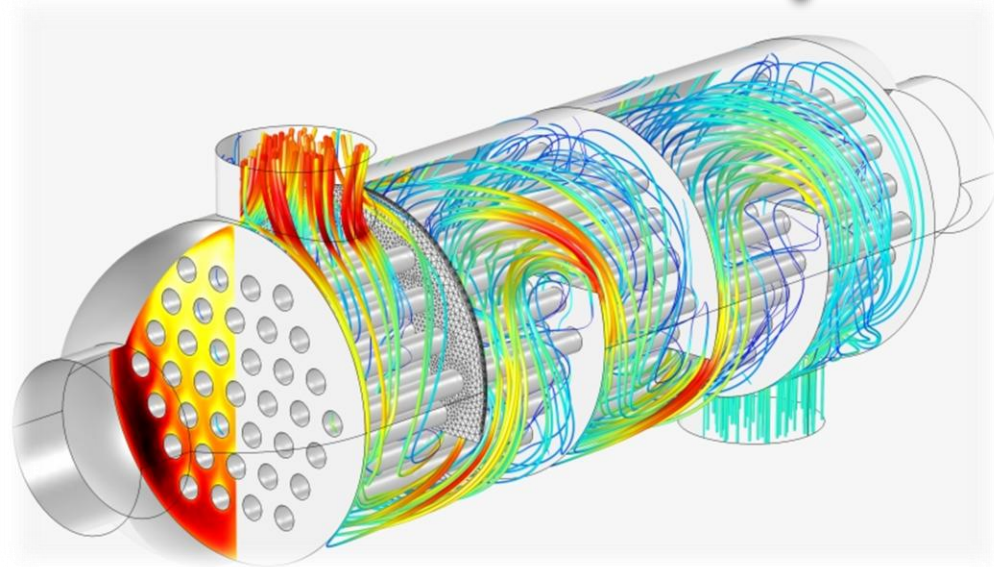




BỘ MÔN CÔNG NGHỆ HÓA HỌC

# TRUYỀN NHIỆT & TRUYỀN KHỐI



Academic year: 2021-2022

*TS. Nguyễn Bảo Việt*

*ThS. Nguyễn Thanh Phương*

**Số tín chỉ : 2 LT + 1 TH**

**Số tiết:** - Lý thuyết: 24

- Bài tập: 12

- THTT: 24

**Tài liệu học tập:**

1. Bài giảng Truyền nhiệt truyền khối, **Bộ môn Công nghệ Hóa học**, Đại học Nông Lâm TP.HCM
2. Quá trình và thiết bị (Tập 5): Truyền nhiệt, **Phạm Văn Bôn –Nguyễn Đình Thọ**, 2002, Nhà xuất bản ĐHQG TP.HCM
3. Engineering Heat Transfer, **Donatello Annaratone**, 2019, Springer
4. Heat Transfer Engineering: Fundamentals and Techniques, **C. Balaji, B. Srinivasan, S. Gedupudi**, 2021, Elsevier .

# MỤC LỤC

CHƯƠNG 1: *GIỚI THIỆU VỀ TRUYỀN NHIỆT*

CHƯƠNG 2: *SỰ DẪN NHIỆT*

CHƯƠNG 3: *ĐỔI LƯU NHIỆT*

CHƯƠNG 4: *CÁC HỆ THỐNG TRAO ĐỔI NHIỆT*

CHƯƠNG 5: *THIẾT BỊ BAY HƠI – CÔ ĐẶC*

CHƯƠNG 6: *THIẾT BỊ SẤY*

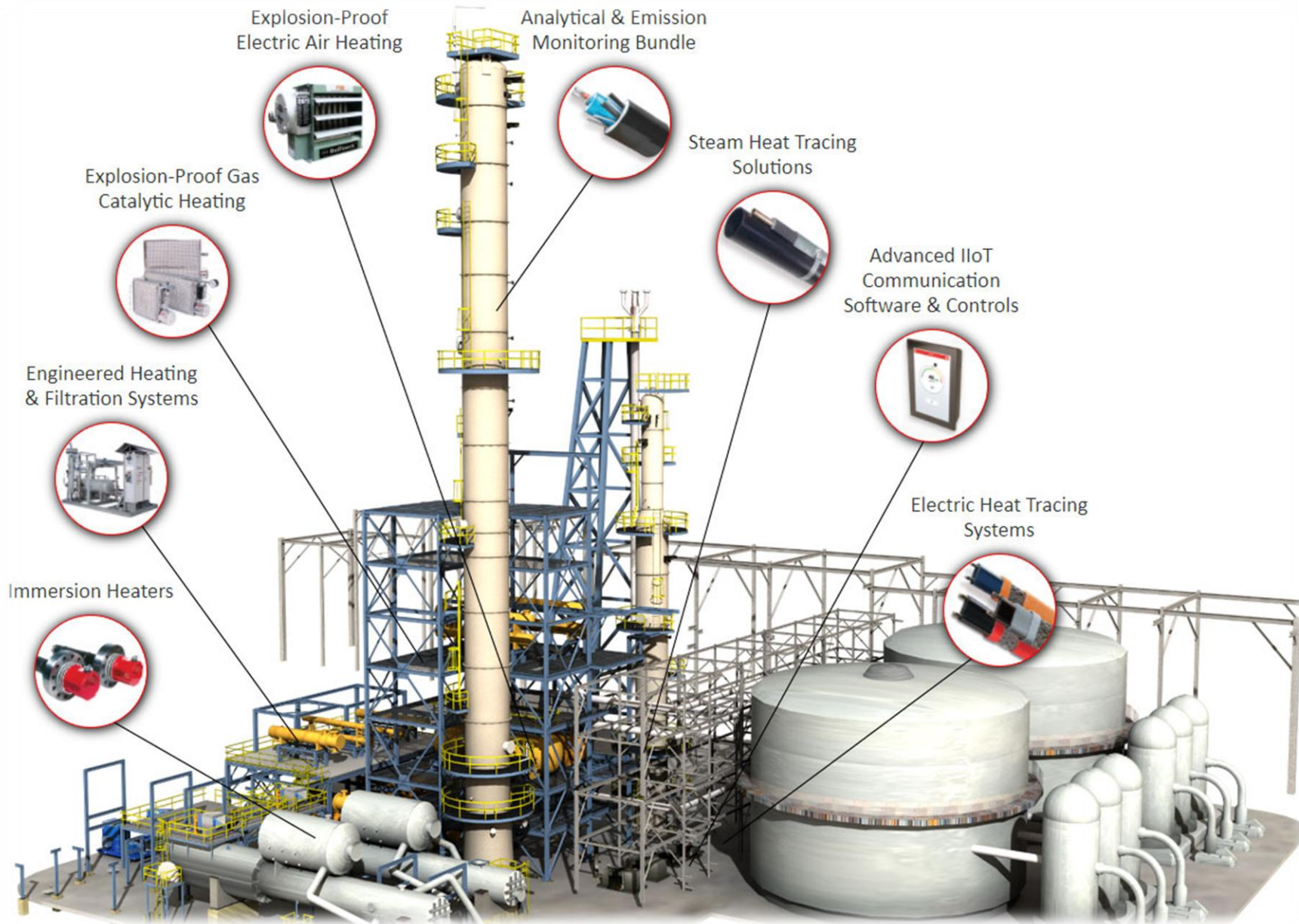
# Chương 1:

GIỚI THIỆU

TRUYỀN NHIỆT



## 1.1. Giới thiệu



### 1.1.1 Nhiệt dung riêng

$$c_p = c_{pp} \cdot m_p + c_{pf} \cdot m_f + c_{pc} \cdot m_c + c_{pa} \cdot m_a + c_{pu} \cdot m_u + c_{pi} \cdot m_i$$

$C_p$ : nhiệt dung riêng (KJ/kg.K)

p: thành phần protein

F: thành phần chất béo

C: thành phần carbohydrate

a: tro

u: lượng nước chưa đóng băng

i: đá

### 1.1.2. Độ dẫn nhiệt

- Biến đổi nhanh theo sự thay đổi của nhiệt độ
- Phức tạp, khó tính chính xác
- Dự đoán theo thành phần sản phẩm

$$k = k_p m_p + k_f m_f + k_c m_c + k_a m_a + k_u m_u + k_i m_i$$

### 1.1.3. Enthalpy

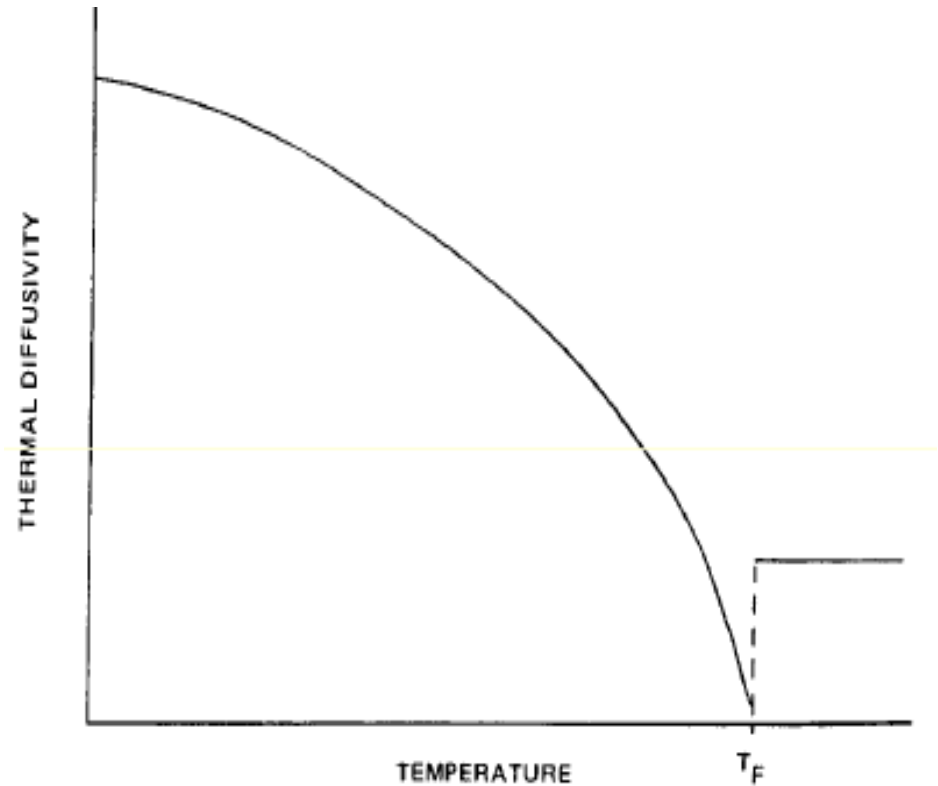
Enthalpy bằng 0 tại  $-40^{\circ}\text{C}$

$$H = m_s \cdot c_{ps} \int_{-40^{\circ}\text{C}}^{T_i} dT + m_u \cdot c_{pu} \int_{T_f}^{T_i} dT + \int_{-40^{\circ}\text{C}}^{T_f} m_u(T) \cdot c_{pu}(T) \cdot dT \\ + m_u(T) \cdot L + \int_{-40^{\circ}\text{C}}^{T_f} m_i(T) \cdot c_{pi}(T) \cdot dT$$

### 1.1.4. Sự khuếch tán nhiệt

$$\alpha_A(T) = \frac{k(T)}{\rho(T) \cdot c_{pA}(T)}$$

$$c_{pA}(T) = \frac{dH}{dT}$$



Mối quan hệ giữa hệ số khuếch tán nhiệt và nhiệt độ sản phẩm trong quá trình đông lạnh (Heldman, 1983)

**Table A.2.1** Specific Heat of Foods

Product	Composition (%)					Specific heat	
	Water	Protein	Carbohydrate	Fat	Ash	Eq. (4.4) (kJ/kg K)	Experimental <sup>a</sup> (kJ/[kg K])
Beef (hamburger)	68.3	20.7	0.0	10.0	1.0	3.35	3.52
Fish, canned	70.0	27.1	0.0	0.3	2.6	3.35	
Starch	12.0	0.5	87.0	0.2	0.3	1.754	
Orange juice	87.5	0.8	11.1	0.2	0.4	3.882	
Liver, raw beef	74.9	15.0	0.9	9.1	1.1	3.525	
Dry milk, nonfat	3.5	35.6	52.0	1.0	7.9	1.520	
Butter	15.5	0.6	0.4	81.0	2.5	2.043	2.051–2.135
Milk, whole pasteurized	87.0	3.5	4.9	3.9	0.7	3.831	3.852
Blueberries, syrup pack	73.0	0.4	23.6	0.4	2.6	3.445	
Cod, raw	82.6	15.0	0.0	0.4	2.0	3.697	
Skim milk	90.5	3.5	5.1	0.1	0.8	3.935	3.977–4.019
Tomato soup, concentrate	81.4	1.8	14.6	1.8	0.4	3.676	
Beef, lean	77.0	22.0	–	–	1.0	3.579	
Egg yolk	49.0	13.0	–	11.0	1.0	2.449	2.810
Fish, fresh	76.0	19.0	–	–	1.4	3.500	3.600
Beef, lean	71.7	21.6	0.0	5.7	1.0	3.437	3.433
Potato	79.8	2.1	17.1	0.1	0.9	3.634	3.517
Apple, raw	84.4	0.2	14.5	0.6	0.3	3.759	3.726–4.019
Bacon	49.9	27.6	0.3	17.5	4.7	2.851	2.01
Cucumber	96.1	0.5	1.9	0.1	1.4	4.061	4.103
Blackberry, syrup pack	76.0	0.7	22.9	0.2	0.2	3.521	
Potato	75.0	0.0	23.0	0.0	2.0	3.483	3.517
Veal	68.0	21.0	0.0	10.0	1.0	3.349	3.223
Fish	80.0	15.0	4.0	0.3	0.7	3.651	3.60
Cheese, cottage	65.0	25.0	1.0	2.0	7.0	3.215	3.265
Shrimp	66.2	26.8	0.0	1.4	0.0	3.404	3.014
Sardines	57.4	25.7	1.2	11.0	0.0	3.002	3.014
Beef, roast	60.0	25.0	0.0	13.0	0.0	3.115	3.056
Carrot, fresh	88.2	1.2	9.3	0.3	1.1	3.864	3.81–3.935

Source: Adapted from Heldman and Singh (1981).

<sup>a</sup>Experimental specific heat values from Reidy (1968).

**Table A.2.2** Thermal Conductivity of Selected Food Products

Product	Moisture content (%)	Temperature (°C)	Thermal conductivity (W/[m °C])
Apple	85.6	2–36	0.393
Applesauce	78.8	2–36	0.516
Beef, freeze dried			
1000 mm Hg pressure	–	0	0.065
0.001 mm Hg pressure	–	0	0.037
Beef, lean			
Perpendicular to fibers	78.9	7	0.476
Perpendicular to fibers	78.9	62	0.485
Parallel to fibers	78.7	8	0.431
Parallel to fibers	78.7	61	0.447
Beef fat	–	24–38	0.19
Butter	15	46	0.197
Cod	83	2.8	0.544
Corn, yellow dust	0.91	8–52	0.141
	30.2	8–52	0.172
Egg, frozen whole	–	–10 to –6	0.97
Egg, white	–	36	0.577
Egg, yolk	–	33	0.338
Fish muscle	–	0–10	0.557
Grapefruit, whole	–	30	0.45
Honey	12.6	2	0.502
	80	2	0.344
	14.8	69	0.623
	80	69	0.415
Juice, apple	87.4	20	0.559
	87.4	80	0.632
	36.0	20	0.389
	36.0	80	0.436
Lamb			
Perpendicular to fiber	71.8	5	0.45
		61	0.478
Parallel to fiber	71.0	5	0.415
		61	0.422
Milk	–	37	0.530
Milk, condensed	90	24	0.571
	–	78	0.641
	50	26	0.329
	–	78	0.364

**Table A.2.2** (Continued)

Product	Moisture content (%)	Temperature (°C)	Thermal conductivity (W/[m °C])
Milk, skimmed	–	1.5	0.538
	–	80	0.635
Milk, nonfat dry	4.2	39	0.419
Olive oil	–	15	0.189
	–	100	0.163
Oranges, combined	–	30	0.431
Peas, black-eyed	–	3–17	0.312
Pork			
Perpendicular to fibers	75.1	6	0.488
		60	0.54
Parallel to fibers	75.9	4	0.443
		61	0.489
Pork fat	–	25	0.152
Potato, raw flesh	81.5	1–32	0.554
Potato, starch gel	–	1–67	0.04
Poultry, broiler muscle	69.1–74.9	4–27	0.412
Salmon			
Perpendicular to fibers	73	4	0.502
Salt	–	87	0.247
Sausage mixture	65.72	24	0.407
Soybean oil meal	13.2	7–10	0.069
Strawberries	–	14–25	0.675
Sugars	–	29–62	0.087–0.22
Turkey, breast			
Perpendicular to fibers	74	3	0.502
Parallel to fibers	74	3	0.523
Veal			
Perpendicular to fibers	75	6	0.476
		62	0.489
Parallel to fibers	75	5	0.441
		60	0.452
Vegetable and animal oils	–	4–187	0.169
Wheat flour	8.8	43	0.45
		65.5	0.689
		1.7	0.542
Whey		80	0.641
Source: Reidy (1968).			



**Table A.2.3** Thermal Diffusivity of Some Foodstuffs

Product	Water content (% wt.)	Temperature <sup>a</sup> (°C)	Thermal diffusivity ( $\times 10^{-7}$ m <sup>2</sup> /s)
Fruits, vegetables, and by-products			
Apples, whole, Red Delicious	85	0–30	1.37
Applesauce	37	5	1.05
	37	65	1.12
	80	5	1.22
	80	65	1.40
	–	26–129	1.67
Avocado, flesh	–	24, 0	1.24
Seed	–	24, 0	1.29
Whole	–	41, 0	1.54
Banana, flesh	76	5	1.18
	76	65	1.42
Beans, baked	–	4–122	1.68
Cherries, tart, flesh	–	30, 0	1.32
Grapefruit, Marsh, flesh	88.8	–	1.27
Grapefruit, Marsh, albedo	72.2	–	1.09
Lemon, whole	–	40, 0	1.07
Lima bean, pureed	–	26–122	1.80
Pea, pureed	–	26–128	1.82
Peach, whole	–	27, 4	1.39
Potato, flesh	–	25	1.70
Potato, mashed, cooked	78	5	1.23
	78	65	1.45
Rutabaga	–	48, 0	1.34
Squash, whole	–	47, 0	1.71
Strawberry, flesh	92	5	1.27
Sugarbeet	–	14, 60	1.26
Sweet potato, whole	–	35	1.06
	–	55	1.39
	–	70	1.91
Tomato, pulp	–	4, 26	1.48
Fish and meat products			
Codfish	81	5	1.22
	81	65	1.42
Corned beef	65	5	1.32
	65	65	1.18
Beef chuck <sup>b</sup>	66	40–65	1.23
Beef, round <sup>b</sup>	71	40–65	1.33
Beef, tongue <sup>b</sup>	68	40–65	1.32
Halibut	76	40–65	1.47
Ham, smoked	64	5	1.18
Ham, smoked	64	40–65	1.38
Water	–	30	1.48
	–	65	1.60
Ice	–	0	11.82

**Table A.2.4** Viscosity of Liquid Foods

Product	Composition	Temperature (°C)	Viscosity (Pa s)
Cream	10% fat	40	0.00148
	10% fat	60	0.00107
	10% fat	80	0.00083
Cream	20% fat	60	0.00171
	30% fat	60	0.00289
	40% fat	60	0.00510
Homogenized milk	–	20	0.0020
	–	40	0.0015
	–	60	0.000775
	–	80	0.0006
Raw milk	–	0	0.00344
	–	10	0.00264
	–	20	0.00199
	–	30	0.00149
	–	40	0.00123
Corn oil	–	25	0.0565
	–	38	0.0317
Cottonseed oil	–	20	0.0704
	–	38	0.0306
Peanut oil	–	25	0.0656
	–	38	0.0251
Safflower oil	–	25	0.0522
	–	38	0.0286
Soybean oil	–	30	0.04
Honey, buckwheat	18.6% T.S.	24.8	3.86
	18.6% T.S.	25.9	8.88
	18.2% T.S.	25.0	4.80
Apple juice	20° Brix	27	0.0021
	60° Brix	27	0.03
Grape juice	20° Brix	27	0.0025
	60° Brix	27	0.11
Corn syrup	48.4% T.S.	27	0.053
Source: Steffe (1983).			

**Table A.2.9** Coefficients to Estimate Food Properties

Property	Component	Temperature function	Standard error	Standard % error
$k$ (W/m°C)	Protein	$k = 1.7881 \times 10^{-1} + 1.1958 \times 10^{-3}T - 2.7178 \times 10^{-6}T^2$	0.012	5.91
	Fat	$k = 1.8071 \times 10^{-1} - 2.7604 \times 10^{-3}T - 1.7749 \times 10^{-7}T^2$	0.0032	1.95
	Carbohydrate	$k = 2.0141 \times 10^{-1} + 1.3874 \times 10^{-3}T - 4.3312 \times 10^{-6}T^2$	0.0134	5.42
	Fiber	$k = 1.8331 \times 10^{-1} + 1.2497 \times 10^{-3}T - 3.1683 \times 10^{-6}T^2$	0.0127	5.55
	Ash	$k = 3.2962 \times 10^{-1} + 1.4011 \times 10^{-3}T - 2.9069 \times 10^{-6}T^2$	0.0083	2.15
	Water	$k = 5.7109 \times 10^{-1} + 1.7625 \times 10^{-3}T - 6.7036 \times 10^{-6}T^2$	0.0028	0.45
	Ice	$k = 2.2196 - 6.2489 \times 10^{-3}T + 1.0154 \times 10^{-4}T^2$	0.0079	0.79
$\alpha$ (mm <sup>2</sup> /s)	Protein	$\alpha = 6.8714 \times 10^{-2} + 4.7578 \times 10^{-4}T - 1.4646 \times 10^{-6}T^2$	0.0038	4.50
	Fat	$\alpha = 9.8777 \times 10^{-2} - 1.2569 \times 10^{-4}T - 3.8286 \times 10^{-8}T^2$	0.0020	2.15
	Carbohydrate	$\alpha = 8.0842 \times 10^{-2} + 5.3052 \times 10^{-4}T - 2.3218 \times 10^{-6}T^2$	0.0058	5.84
	Fiber	$\alpha = 7.3976 \times 10^{-2} + 5.1902 \times 10^{-4}T - 2.2202 \times 10^{-6}T^2$	0.0026	3.14
	Ash	$\alpha = 1.2461 \times 10^{-1} + 3.7321 \times 10^{-4}T - 1.2244 \times 10^{-6}T^2$	0.0022	1.61
	Water	$\alpha = 1.3168 \times 10^{-1} + 6.2477 \times 10^{-4}T - 2.4022 \times 10^{-6}T^2$	$0.0022 \times 10^{-6}$	1.44
	Ice	$\alpha = 1.1756 - 6.0833 \times 10^{-3}T + 9.5037 \times 10^{-5}T^2$	$0.0044 \times 10^{-6}$	0.33
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Protein	$\rho = 1.3299 \times 10^3 - 5.1840 \times 10^{-1}T$	39.9501	3.07
	Fat	$\rho = 9.2559 \times 10^2 - 4.1757 \times 10^{-1}T$	4.2554	0.47
	Carbohydrate	$\rho = 1.5991 \times 10^3 - 3.1046 \times 10^{-1}T$	93.1249	5.98
	Fiber	$\rho = 1.3115 \times 10^3 - 3.6589 \times 10^{-1}T$	8.2687	0.64
	Ash	$\rho = 2.4238 \times 10^3 - 2.8063 \times 10^{-1}T$	2.2315	0.09
	Water	$\rho = 9.9718 \times 10^2 + 3.1439 \times 10^{-3}T - 3.7574 \times 10^{-3}T^2$	2.1044	0.22
	Ice	$\rho = 9.1689 \times 10^2 - 1.3071 \times 10^{-1}T$	0.5382	0.06
$c_p$ (kJ/kg°C)	Protein	$c_p = 2.0082 + 1.2089 \times 10^{-3}T - 1.3129 \times 10^{-6}T^2$	0.1147	5.57
	Fat	$c_p = 1.9842 + 1.4733 \times 10^{-3}T - 4.8008 \times 10^{-6}T^2$	0.0236	1.16
	Carbohydrate	$c_p = 1.5488 + 1.9625 \times 10^{-3}T - 5.9399 \times 10^{-6}T^2$	0.0986	5.96
	Fiber	$c_p = 1.8459 + 1.8306 \times 10^{-3}T - 4.6509 \times 10^{-6}T^2$	0.0293	1.66
	Ash	$c_p = 1.0926 + 1.8896 \times 10^{-3}T - 3.6817 \times 10^{-6}T^2$	0.0296	2.47
	Water <sup>a</sup>	$c_p = 4.0817 - 5.3062 \times 10^{-3}T + 9.9516 \times 10^{-4}T^2$	0.0988	2.15
	Water <sup>b</sup>	$c_p = 4.1762 - 9.0864 \times 10^{-5}T + 5.4731 \times 10^{-6}T^2$	0.0159	0.38
	Ice	$c_p = 2.0623 + 6.0769 \times 10^{-3}T$	0.0014	0.07

<sup>a</sup> For the temperature range of -40 to 0°C.<sup>b</sup> For the temperature range of 0 to 150°C.

**Table A.3.1** Physical Properties of Metals

Metal	Properties at 20°C			
	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg °C)	$k$ (W/m °C)	$\alpha$ ( $\times 10^{-5}$ m <sup>2</sup> /s)
Aluminum				
Pure	2707	0.896	204	8.418
Al-Cu (Duralumin, 94–96% Al, 3–5% Cu, trace Mg)	2787	0.883	164	6.676
Al-Si (Silumin, copper-bearing: 86.5% Al, 1% Cu)	2659	0.867	137	5.933
Al-Si (Alusil, 78–80% Al, 20–22% Si)	2627	0.854	161	7.172
Al-Mg-Si, 97% Al, 1%Mg, 1% Si, 1% Mn	2707	0.892	177	7.311
Lead	11,373	0.130	35	2.343
Iron				
Pure	7897	0.452	73	2.034
Steel				
(C max = 1.5%):				
Carbon steel				
C = 0.5%	7833	0.465	54	1.474
1.00%	7801	0.473	43	1.712
1.50%	7753	0.486	36	0.970
Nickel steel				
Ni = 0%	7897	0.452	73	2.026
20%	7933	0.46	19	0.526
40%	8169	0.46	10	0.279
80%	8618	0.46	35	0.872
Invar 36% Ni	8137	0.46	10.7	0.286
Chrome steel				
Cr = 0%	7897	0.452	73	2.026
1%	7865	0.46	61	1.665
5%	7833	0.46	40	1.110
20%	7689	0.46	22	0.635
Cr-Ni (chrome-nickel)				
15% Cr, 10% Ni	7865	0.46	19	0.526
18% Cr, 8% Ni (V2A)	7817	0.46	16.3	0.444
20% Cr, 15% Ni	7833	0.46	15.1	0.415
25% Cr, 20% Ni	7865	0.46	12.8	0.361
Tungsten steel				
W = 0%	7897	0.452	73	2.026
W = 1%	7913	0.448	66	1.858
W = 5%	8073	0.435	54	1.525
W = 10%	8314	0.419	48	1.391
Copper				
Pure	8954	0.3831	386	11.234
Aluminum bronze (95% Cu, 5% Al)	8666	0.410	83	2.330
Bronze (75%, 25% Sn)	8666	0.343	26	0.859

**Table A.3.1** (Continued)

Metal	Properties at 20°C			
	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg °C)	$k$ (W/m °C)	$\alpha$ ( $\times 10^{-5}$ m <sup>2</sup> /s)
Red brass (85% Cu, 9% Sn, 6% Zn)	8714	0.385	61	1.804
Brass (70% Cu, 30% Zn)	8522	0.385	111	3.412
German silver (62% Cu, 15% Ni, 22% Zn)	8618	0.394	24.9	0.733
Constantan (60% Cu, 40% Ni)	8922	0.410	22.7	0.612
Magnesium				
Pure	1746	1.013	171	9.708
Mg-Al (electrolytic), 6–8% Al, 1–2% Zn	1810	1.00	66	3.605
Molybdenum	10,220	0.251	123	4.790
Nickel				
Pure (99.9%)	8906	0.4459	90	2.266
Ni-Cr (90% Ni, 10% Cr)	8666	0.444	17	0.444
80% Ni, 20% Cr	8314	0.444	12.6	0.343
Silver				
Purest	10,524	0.2340	419	17.004
Pure (99.9%)	10,524	0.2340	407	16.563
Tin, pure	7304	0.2265	64	3.884
Tungsten	19,350	0.1344	163	6.271
Zinc, pure	7144	0.3843	112.2	4.106

Source: Adapted from Holman (2002). Reproduced with permission from the publisher.

**Table A.4.1** Physical Properties of **Water** at the Saturation Pressure

Temperature		Density $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Coefficient of volumetric thermal expansion $\beta$ ( $\times 10^{-4}$ K <sup>-1</sup> )	Specific heat $c_p$ (kJ/ [kg °C])	Thermal conductivity $k$ (W/[m °C])	Thermal diffusivity $\alpha$ ( $\times 10^{-6}$ m <sup>2</sup> /s)	Absolute viscosity $\mu$ ( $\times 10^{-6}$ Pa s)	Kinematic viscosity $\nu$ ( $\times 10^{-6}$ m <sup>2</sup> /s)	Prandtl number $N_{Pr}$
$T$ (°C)	$T$ (K)								
0	273.15	999.9	-0.7	4.226	0.558	0.131	1793.636	1.789	13.7
5	278.15	1000.0	-	4.206	0.568	0.135	1534.741	1.535	11.4
10	283.15	999.7	0.95	4.195	0.577	0.137	1296.439	1.300	9.5
15	288.15	999.1	-	4.187	0.587	0.141	1135.610	1.146	8.1
20	293.15	998.2	2.1	4.182	0.597	0.143	993.414	1.006	7.0
25	298.15	997.1	-	4.178	0.606	0.146	880.637	0.884	6.1
30	303.15	995.7	3.0	4.176	0.615	0.149	792.377	0.805	5.4
35	308.15	994.1	-	4.175	0.624	0.150	719.808	0.725	4.8
40	313.15	992.2	3.9	4.175	0.633	0.151	658.026	0.658	4.3
45	318.15	990.2	-	4.176	0.640	0.155	605.070	0.611	3.9
50	323.15	988.1	4.6	4.178	0.647	0.157	555.056	0.556	3.55
55	328.15	985.7	-	4.179	0.652	0.158	509.946	0.517	3.27
60	333.15	983.2	5.3	4.181	0.658	0.159	471.650	0.478	3.00
65	338.15	980.6	-	4.184	0.663	0.161	435.415	0.444	2.76
70	343.15	977.8	5.8	4.187	0.668	0.163	404.034	0.415	2.55
75	348.15	974.9	-	4.190	0.671	0.164	376.575	0.366	2.23
80	353.15	971.8	6.3	4.194	0.673	0.165	352.059	0.364	2.25
85	358.15	968.7	-	4.198	0.676	0.166	328.523	0.339	2.04
90	363.15	965.3	7.0	4.202	0.678	0.167	308.909	0.326	1.95
95	368.15	961.9	-	4.206	0.680	0.168	292.238	0.310	1.84
100	373.15	958.4	7.5	4.211	0.682	0.169	277.528	0.294	1.75
110	383.15	951.0	8.0	4.224	0.684	0.170	254.973	0.268	1.57
120	393.15	943.5	8.5	4.232	0.684	0.171	235.360	0.244	1.43
130	403.15	934.8	9.1	4.250	0.685	0.172	211.824	0.226	1.32
140	413.15	926.3	9.7	4.257	0.686	0.172	201.036	0.212	1.23
150	423.15	916.9	10.3	4.270	0.684	0.173	185.346	0.201	1.17
160	433.15	907.6	10.8	4.285	0.680	0.173	171.616	0.191	1.10
170	443.15	897.3	11.5	4.396	0.679	0.172	162.290	0.181	1.05

**Table A.4.1** (Continued)

Temperature		Density $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Coefficient of volumetric thermal expansion $\beta$ ( $\times 10^{-4}$ K <sup>-1</sup> )	Specific heat $c_p$ (kJ/ [kg °C])	Thermal conductivity $k$ (W/[m °C])	Thermal diffusivity $\alpha$ ( $\times 10^{-6}$ m <sup>2</sup> /s)	Absolute viscosity $\mu$ ( $\times 10^{-6}$ Pa s)	Kinematic viscosity $\nu$ ( $\times 10^{-6}$ m <sup>2</sup> /s)	Prandtl number $N_{Pr}$
$T$ (°C)	$T$ (K)								
180	453.15	886.6	12.1	4.396	0.673	0.172	152.003	0.173	1.01
190	463.15	876.0	12.8	4.480	0.670	0.171	145.138	0.166	0.97
200	473.15	862.8	13.5	4.501	0.665	0.170	139.254	0.160	0.95
210	483.15	852.8	14.3	4.560	0.655	0.168	131.409	0.154	0.92
220	493.15	837.0	15.2	4.605	0.652	0.167	124.544	0.149	0.90
230	503.15	827.3	16.2	4.690	0.637	0.164	119.641	0.145	0.88
240	513.15	809.0	17.2	4.731	0.634	0.162	113.757	0.141	0.86
250	523.15	799.2	18.6	4.857	0.618	0.160	109.834	0.137	0.86

Source: Adapted from Raznjevic (1978)



**Table A.4.2** Properties of Saturated Steam

Temperature (°C)	Vapor pressure (kPa)	Specific volume (m <sup>3</sup> /kg)		Enthalpy (kJ/kg)		Entropy (kJ/[kg °C])	
		Liquid	Saturated vapor	Liquid (H <sub>f</sub> )	Saturated vapor (H <sub>g</sub> )	Liquid	Saturated vapor
0.01	0.6113	0.0010002	206.136	0.00	2501.4	0.0000	9.1562
3	0.7577	0.0010001	168.132	12.57	2506.9	0.0457	9.0773
6	0.9349	0.0010001	137.734	25.20	2512.4	0.0912	9.0003
9	1.1477	0.0010003	113.386	37.80	2517.9	0.1362	8.9253
12	1.4022	0.0010005	93.784	50.41	2523.4	0.1806	8.8524
15	1.7051	0.0010009	77.926	62.99	2528.9	0.2245	8.7814
18	2.0640	0.0010014	65.038	75.58	2534.4	0.2679	8.7123
21	2.487	0.0010020	54.514	88.14	2539.9	0.3109	8.6450
24	2.985	0.0010027	45.883	100.70	2545.4	0.3534	8.5794
27	3.567	0.0010035	38.774	113.25	2550.8	0.3954	8.5156
30	4.246	0.0010043	32.894	125.79	2556.3	0.4369	8.4533
33	5.034	0.0010053	28.011	138.33	2561.7	0.4781	8.3927
36	5.947	0.0010063	23.940	150.86	2567.1	0.5188	8.3336
40	7.384	0.0010078	19.523	167.57	2574.3	0.5725	8.2570
45	9.593	0.0010099	15.258	188.45	2583.2	0.6387	8.1648
50	12.349	0.0010121	12.032	209.33	2592.1	0.7038	8.0763



**Table A.4.2** (Continued)

Temperature (°C)	Vapor pressure (kPa)	Specific volume (m <sup>3</sup> /kg)		Enthalpy (kJ/kg)		Entropy (kJ/[kg °C])	
		Liquid	Saturated vapor	Liquid (H <sub>f</sub> )	Saturated vapor (H <sub>g</sub> )	Liquid	Saturated vapor
55	15.758	0.0010146	9.568	230.23	2600.9	0.7679	7.9913
60	19.940	0.0010172	7.671	251.13	2609.6	0.8312	7.9096
65	25.03	0.0010199	6.197	272.06	2618.3	0.8935	7.8310
70	31.19	0.0010228	5.042	292.98	2626.8	0.9549	7.7553
75	38.58	0.0010259	4.131	313.93	2635.3	1.0155	7.6824
80	47.39	0.0010291	3.407	334.91	2643.7	1.0753	7.6122
85	57.83	0.0010325	2.828	355.90	2651.9	1.1343	7.5445
90	70.14	0.0010360	2.361	376.92	2660.1	1.1925	7.4791
95	84.55	0.0010397	1.9819	397.96	2668.1	1.2500	7.4159
100	101.35	0.0010435	1.6729	419.04	2676.1	1.3069	7.3549
105	120.82	0.0010475	1.4194	440.15	2683.8	1.3630	7.2958
110	143.27	0.0010516	1.2102	461.30	2691.5	1.4185	7.2387
115	169.06	0.0010559	1.0366	482.48	2699.0	1.4734	7.1833
120	198.53	0.0010603	0.8919	503.71	2706.3	1.5276	7.1296
125	232.1	0.0010649	0.7706	524.99	2713.5	1.5813	7.0775
130	270.1	0.0010697	0.6685	546.31	2720.5	1.6344	7.0269
135	313.0	0.0010746	0.5822	567.69	2727.3	1.6870	6.9777
140	361.3	0.0010797	0.5089	589.13	2733.9	1.7391	6.9299
145	415.4	0.0010850	0.4463	610.63	2740.3	1.7907	6.8833
150	475.8	0.0010905	0.3928	632.20	2746.5	1.8418	6.8379
155	543.1	0.0010961	0.3468	653.84	2752.4	1.8925	6.7935
160	617.8	0.0011020	0.3071	675.55	2758.1	1.9427	6.7502
165	700.5	0.0011080	0.2727	697.34	2763.5	1.9925	6.7078
170	791.7	0.0011143	0.2428	719.21	2768.7	2.0419	6.6663
175	892.0	0.0011207	0.2168	741.17	2773.6	2.0909	6.6256
180	1002.1	0.0011274	0.19405	763.22	2778.2	2.1396	6.5857
190	1254.4	0.0011414	0.15654	807.62	2786.4	2.2359	6.5079
200	1553.8	0.0011565	0.12736	852.45	2793.2	2.3309	6.4323
225	2548	0.0011992	0.07849	966.78	2803.3	2.5639	6.2503
250	3973	0.0012512	0.05013	1085.36	2801.5	2.7927	6.0730
275	5942	0.0013168	0.03279	1210.07	2785.0	3.0208	5.8938
300	8581	0.0010436	0.02167	1344.0	2749.0	3.2534	5.7045

Source: Abridged from Keenan et al. (1969). Copyright © 1969 by John Wiley and Sons. Reprinted by permission of John Wiley and Sons, Inc.

**Table A.4.3** Properties of Superheated Steam

Absolute pressure (kPa, with sat. temperature, °C) <sup>a</sup>		Temperature (°C)							
		100	150	200	250	300	360	420	500
10 (45.81)	V	17.196	19.512	21.825	24.136	26.445	29.216	31.986	35.679
	H	2687.5	2783.0	2879.5	2977.3	3076.5	3197.6	3320.9	3489.1
	s	8.4479	8.6882	8.9038	9.1002	9.2813	9.4821	9.6682	9.8978
50 (81.33)	V	3.418	3.889	4.356	4.820	5.284	5.839	6.394	7.134
	H	2682.5	2780.1	2877.7	2976.0	3075.5	3196.8	3320.4	3488.7
	s	7.6947	7.9401	8.1580	8.3556	8.5373	8.7385	8.9249	9.1546
75 (91.78)	V	2.270	2.587	2.900	3.211	3.520	3.891	4.262	4.755
	H	2679.4	2778.2	2876.5	2975.2	3074.9	3196.4	3320.0	3488.4
	s	7.5009	7.7496	7.9690	8.1673	8.3493	8.5508	8.7374	8.9672
100 (99.63)	V	1.6958	1.9364	2.172	2.406	2.639	2.917	3.195	3.565
	H	2676.2	2776.4	2875.3	2974.3	3074.3	3195.9	3319.6	3488.1
	s	7.3614	7.6134	7.8343	8.0333	8.2158	8.4175	8.6042	8.8342
150 (111.37)	V		1.2853	1.4443	1.6012	1.7570	1.9432	2.129	2.376
	H		2772.6	2872.9	2972.7	3073.1	3195.0	3318.9	3487.6
	s		7.4193	7.6433	7.8438	8.0720	8.2293	8.4163	8.6466
400 (143.63)	V		0.4708	0.5342	0.5951	0.6458	0.7257	0.7960	0.8893
	H		2752.8	2860.5	2964.2	3066.8	3190.3	3315.3	3484.9
	s		6.9299	7.1706	7.3789	7.5662	7.7712	7.9598	8.1913
700 (164.97)	V			0.2999	0.3363	0.3714	0.4126	0.4533	0.5070
	H			2844.8	2953.6	3059.1	3184.7	3310.9	3481.7
	s			6.8865	7.1053	7.2979	7.5063	7.6968	7.9299
1000 (179.91)	V			0.2060	0.2327	0.2579	0.2873	0.3162	0.3541
	H			2827.9	2942.6	3051.2	3178.9	3306.5	3478.5
	s			6.6940	6.9247	7.1229	7.3349	7.5275	7.7622
1500 (198.32)	V			0.13248	0.15195	0.16966	0.18988	0.2095	0.2352
	H			2796.8	2923.3	3037.6	31692	3299.1	3473.1
	s			6.4546	6.7090	6.9179	7.1363	7.3323	7.5698
2000 (212.42)	V				0.11144	0.12547	0.14113	0.15616	0.17568
	H				2902.5	3023.5	3159.3	3291.6	3467.6
	s				6.5453	6.7664	6.9917	7.1915	7.4317
2500 (223.99)	V				0.08700	0.09890	0.11186	0.12414	0.13998
	H				2880.1	3008.8	3149.1	3284.0	3462.1
	s				6.4085	6.6438	6.8767	7.0803	7.3234
3000 (233.90)	V				0.07058	0.08114	0.09233	0.10279	0.11619
	H				2855.8	2993.5	3138.7	3276.3	3456.5
	s				6.2872	6.5390	6.7801	6.9878	7.2338

**Table A.4.4** Physical Properties of Dry Air at Atmospheric Pressure

Temperature		Density	Volumetric coefficient of expansion ( $\beta$ )	Specific heat ( $c_p$ )	Thermal conductivity ( $k$ )	Thermal diffusivity ( $\alpha$ )	Viscosity ( $\mu$ )	Kinematic viscosity ( $\nu$ )	Prandtl number
$t$ (°C)	$T$ (K)	( $\rho$ ) (kg/m <sup>3</sup> )	( $\times 10^{-3}$ K <sup>-1</sup> )	(kJ/[kg K])	(W/[m K])	( $\times 10^{-6}$ m <sup>2</sup> /s)	( $\times 10^{-6}$ N s/m <sup>2</sup> )	( $\times 10^{-6}$ m <sup>2</sup> /s)	( $Pr$ )
-20	253.15	1.365	3.97	1.005	0.0226	16.8	16.279	12.0	0.71
0	273.15	1.252	3.65	1.011	0.0237	19.2	17.456	13.9	0.71
10	283.15	1.206	3.53	1.010	0.0244	20.7	17.848	14.66	0.71
20	293.15	1.164	3.41	1.012	0.0251	22.0	18.240	15.7	0.71
30	303.15	1.127	3.30	1.013	0.0258	23.4	18.682	16.58	0.71
40	313.15	1.092	3.20	1.014	0.0265	24.8	19.123	17.6	0.71
50	323.15	1.057	3.10	1.016	0.0272	26.2	19.515	18.58	0.71
60	333.15	1.025	3.00	1.017	0.0279	27.6	19.907	19.4	0.71
70	343.15	0.996	2.91	1.018	0.0286	29.2	20.398	20.65	0.71
80	353.15	0.968	2.83	1.019	0.0293	30.6	20.790	21.5	0.71
90	363.15	0.942	2.76	1.021	0.0300	32.2	21.231	22.82	0.71
100	373.15	0.916	2.69	1.022	0.0307	33.6	21.673	23.6	0.71
120	393.15	0.870	2.55	1.025	0.0320	37.0	22.555	25.9	0.71
140	413.15	0.827	2.43	1.027	0.0333	40.0	23.340	28.2	0.71
150	423.15	0.810	2.37	1.028	0.0336	41.2	23.732	29.4	0.71
160	433.15	0.789	2.31	1.030	0.0344	43.3	24.124	30.6	0.71
180	453.15	0.755	2.20	1.032	0.0357	47.0	24.909	33.0	0.71
200	473.15	0.723	2.11	1.035	0.0370	49.7	25.693	35.5	0.71
250	523.15	0.653	1.89	1.043	0.0400	60.0	27.557	42.2	0.71

Source: Adapted from Raznjcic (1978).

## 1.2. Phân loại

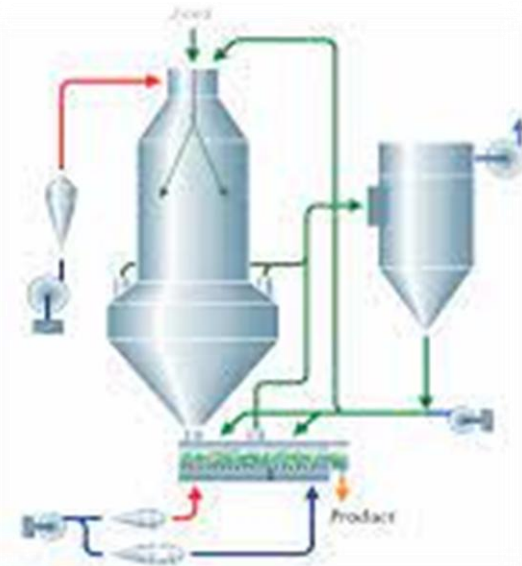
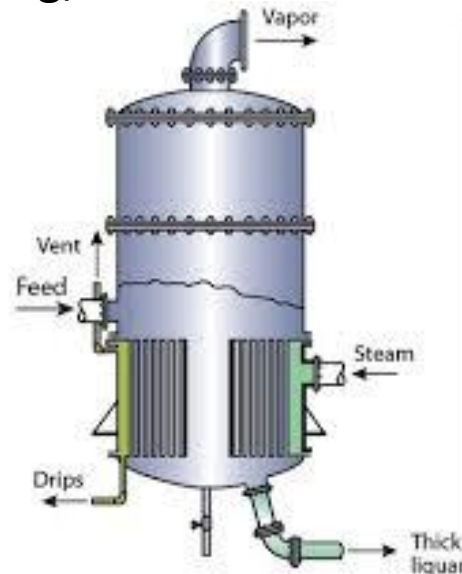
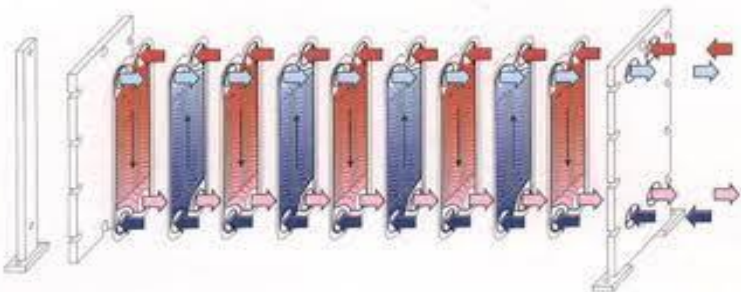
### Theo phương pháp truyền nhiệt

- ❑ Conduction: Sự dẫn nhiệt của vật rắn
- ❑ Convection: Đối lưu nhiệt
- ❑ Radiation: Bức xạ nhiệt



### Theo thiết bị truyền nhiệt

- ❑ Heat exchanger: Trao đổi nhiệt kiểu ống/tấm
- ❑ Evaporator: Bay hơi /cô đặc/ kết tinh
- ❑ Dryer: Sấy



### 1.3. Định luật bảo toàn năng lượng

$$Q = m_1 \cdot C_{p1} \cdot \Delta T_1 = m_2 \cdot C_{p2} \cdot \Delta T_2$$

$$Q = m_1 \cdot C_{p1} \cdot (T_f - T_b) = m_2 \cdot C_{p2} \cdot (T_f - T_c)$$

$m_1$ : Khối lượng vật rắn (kg)

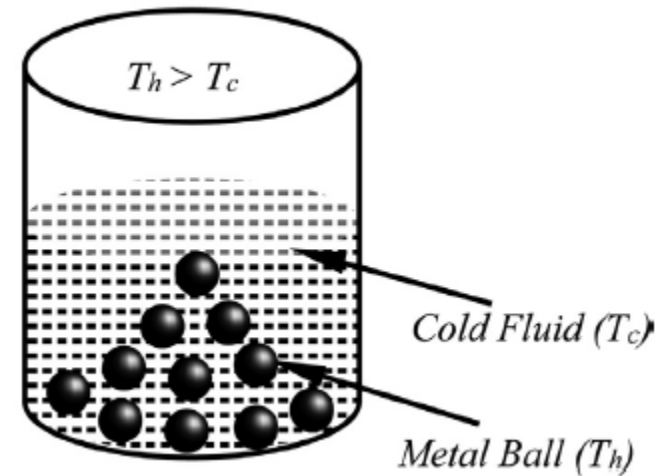
$m_2$ : Khối lượng lưu chất (kg)

$C_{p1}$ : Nhiệt dung riêng của vật rắn (kJ/Kg)

$C_{p2}$ : Nhiệt dung riêng của lưu chất (kJ/kg)

$T_f$ : Nhiệt độ ổn định của lưu chất

$Q$ : nhiệt lượng trao đổi (kJ)



## 1.4.1. Truyền nhiệt trong vật rắn

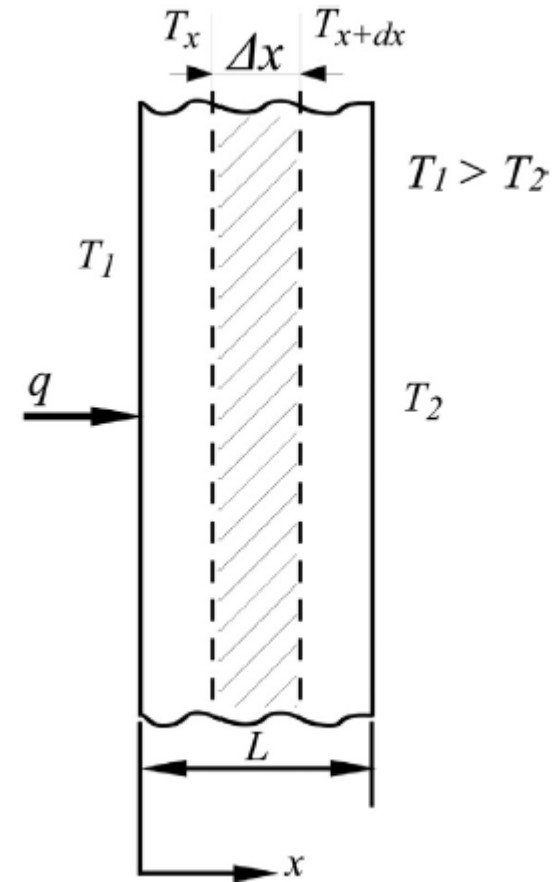
$$Q = k \cdot (A/L) \cdot \Delta T$$

K: hệ số dẫn nhiệt của vật liệu (W/m.K)

A: diện tích bề mặt truyền nhiệt (m<sup>2</sup>)

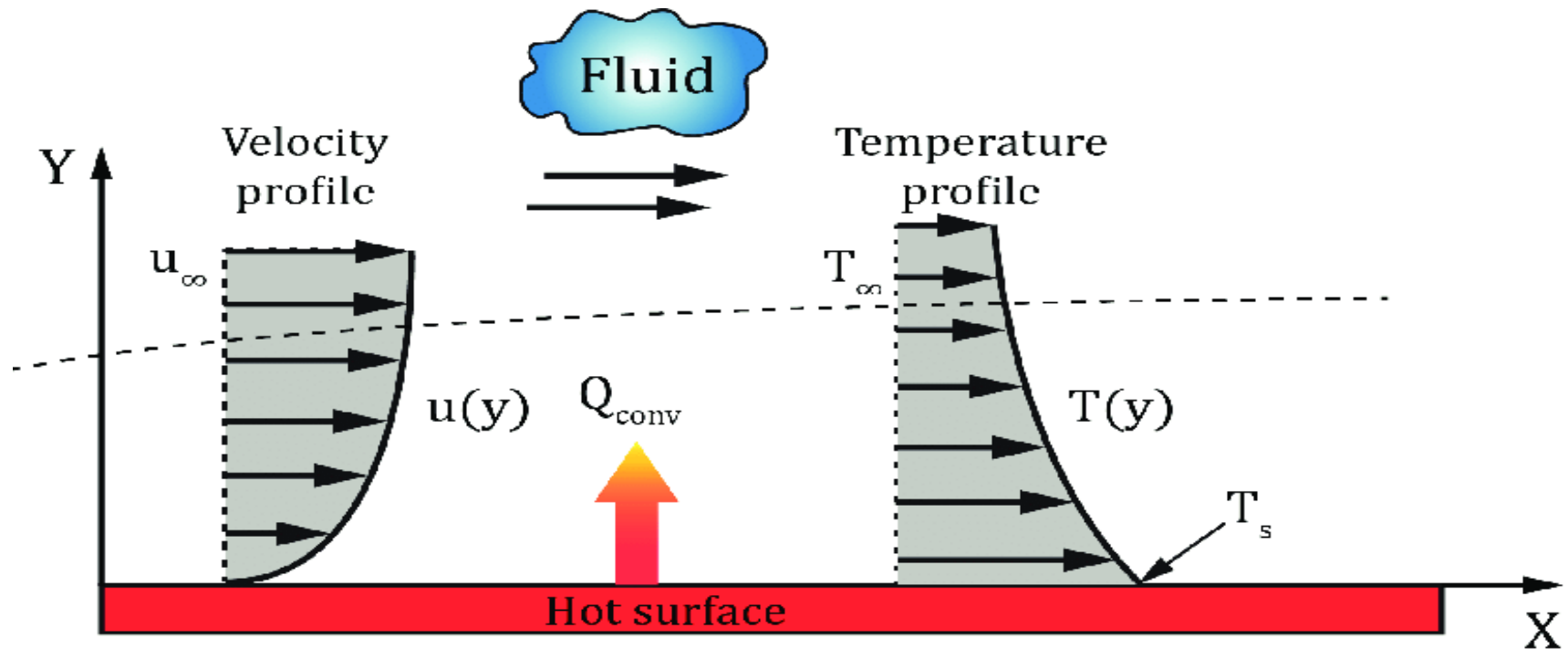
L: bề dày vật liệu truyền nhiệt (m)

Material	Thermal conductivity $k$ (W/m K)
Copper	400
Aluminum	205
Mild steel	45
Stainless steel	15
Water	0.6
Insulators	0.02–1
Air	0.03





## 1.4.2. Truyền nhiệt đối lưu



$$Q = h \cdot A \cdot \Delta T = h \cdot A \cdot (T_s - T_\infty)$$

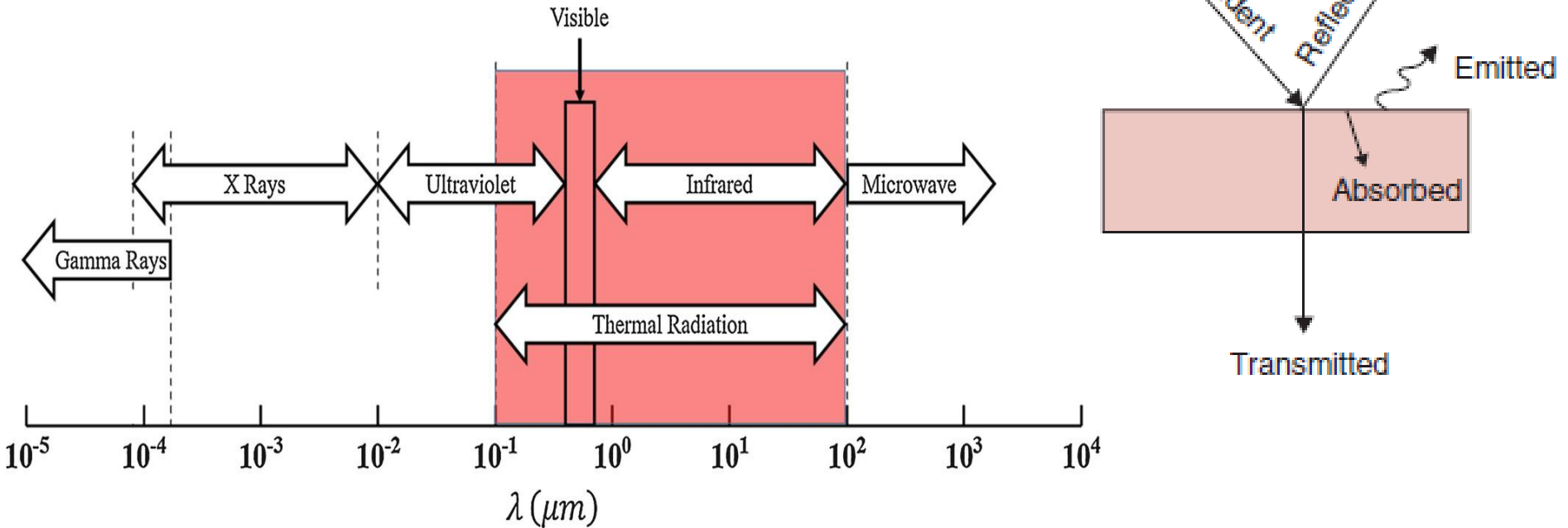
$h$ : hệ số truyền nhiệt ( $\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$ )

$A$ : diện tích bề mặt truyền nhiệt ( $\text{m}^2$ )

Process	Heat transfer coefficient $h$ ( $\text{W/m}^2 \text{K}$ )
Free convection (no fan/pump)	2–25 (gases) 50–1000 (liquids)
Forced convection	25–250 (gases) 50–20000 (liquids)
Convection with phase change, boiling/condensation	2500–100000



### 1.4.3. Truyền nhiệt bức xạ

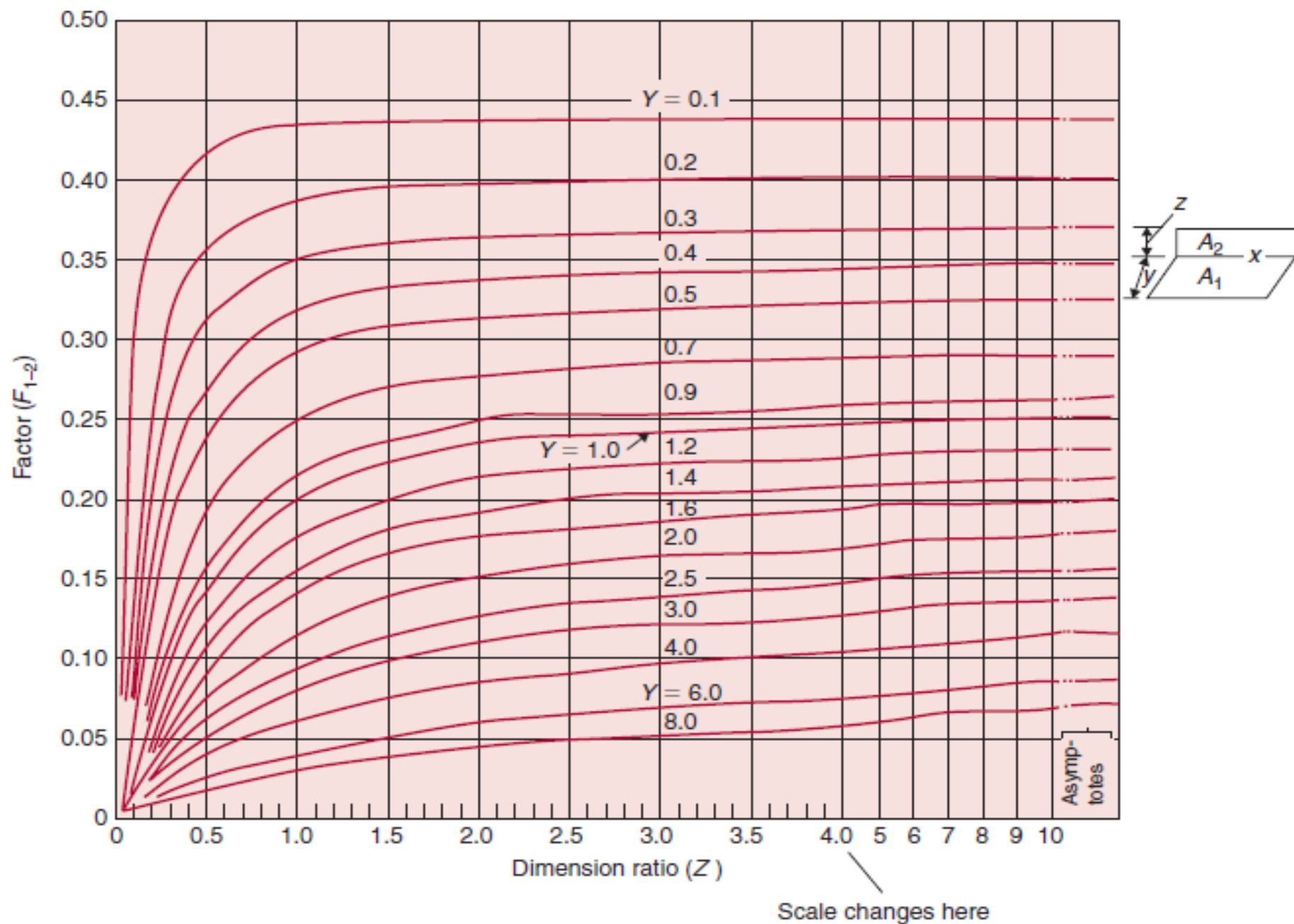


Năng lượng bức xạ nhiệt của 1 vật bất kỳ ( $W/m^2$ ):  $E = \varepsilon \cdot \sigma \cdot T^4$

Nhiệt lượng truyền bằng bức xạ (W):  $Q = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A (T^4 - T_{\infty}^4)$

$\sigma$ : Hằng số Boltzmann ( $5.67 \times 10^{-8} W/m^2 K^4$ )

$\varepsilon$ : Mức độ phát nhiệt bức xạ (0 - 1)



Shape factors for adjacent rectangles in perpendicular planes.  $Y$  (dimension ratio)  $= y/x$ ;  $Z = z/x$ . (Adapted from Hottel, 1930)

# Microwave heating

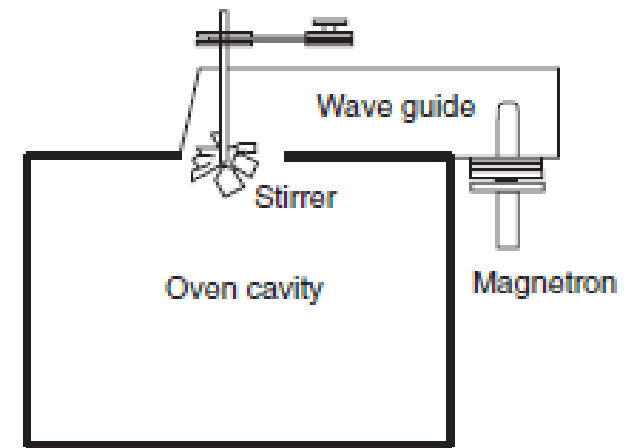
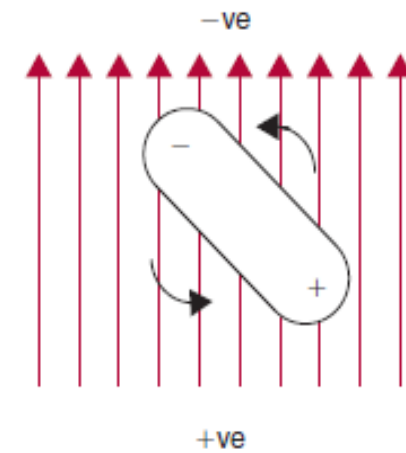
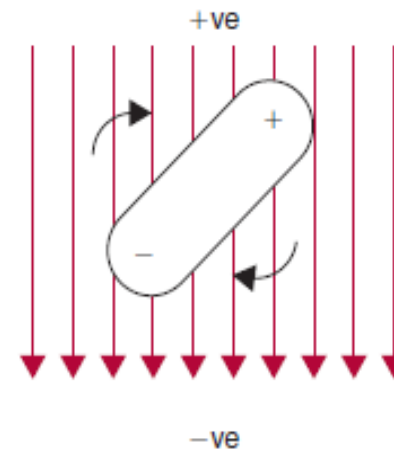
- Dưới tác động của vi sóng, các phân tử có cực sẽ dao động nhiệt.
- Trong khi microwave không phát sinh nhiều nhiệt, quá trình dao động của các hợp chất phân cực sinh ra năng lượng:

$$P_D = 55.61 \times 10^{-14} E^2 f' \varepsilon' \tan \delta$$

$$P = P_0 e^{-2\alpha'd}$$

$$\alpha = \frac{2\pi}{\lambda} \left[ \frac{\varepsilon'}{2} (\sqrt{1 + \tan^2 \delta} - 1) \right]^{0.5}$$

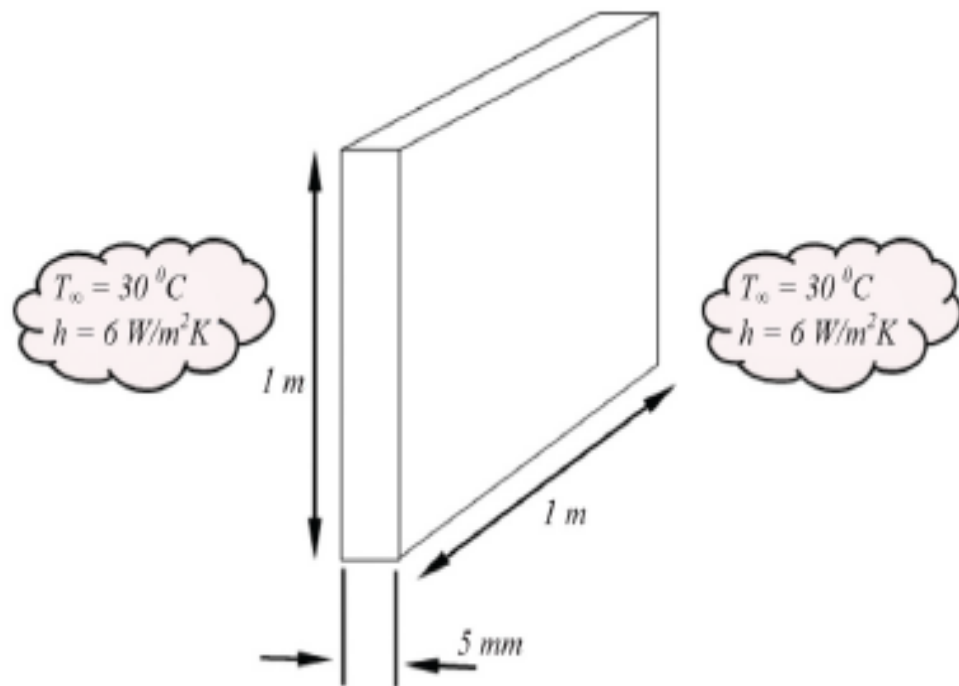
- P: năng lượng sinh ra (W/cm<sup>3</sup>)
- E: năng lượng điện trường (V/cm)
- λ và f': bước sóng và tần số
- ε' và δ: hằng số điện môi và góc tổn thất (phụ thuộc vật liệu)
- d: chiều sâu xuyên phá của vi sóng (cm)



## 1.5. Bài tập áp dụng

### Bài tập 1

Cho tấm phẳng (dài 1m, cao 1m và rộng 5mm) có nhiệt độ  $100^{\circ}\text{C}$ . Tấm phẳng đặt trong môi trường không khí (nhiệt độ  $30^{\circ}\text{C}$ ). Biết hệ số truyền nhiệt đối lưu của không khí là  $6 \text{ W/m}^2\text{K}$  và hệ số phát nhiệt bức xạ của tấm phẳng là 0.9. Hãy tính nhiệt lượng tỏa ra từ tấm phẳng (cả 2 mặt).



### Bài tập 2

Một tủ lạnh có kích thước D x R x H là  $0.75 \times 0.75 \times 1.65 \text{ (m)}$ . Tủ lạnh được bọc cách nhiệt bằng polyurethane foam (dày 200mm) với hệ số dẫn nhiệt là  $0.028 \text{ W/m.K}$ . Biết nhiệt độ bên ngoài là  $40^{\circ}\text{C}$  và nhiệt độ trong tủ lạnh là  $-12^{\circ}\text{C}$ . Hãy tính lượng nhiệt tổn thất.

## Chương 2:

# SỰ DẪN NHIỆT (CONDUCTION)

## 2.1. Cơ chế truyền nhiệt

$$E_{generated} = q_v \cdot dv$$

$$E_{out} = (q_{x+dx} + q_{y+dy} + q_{z+dz}) \cdot A$$

$$E_{total} = E_{generated} + E_{out}$$

$$q_x = -k_x \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \quad \leftarrow \text{Fourier law}$$

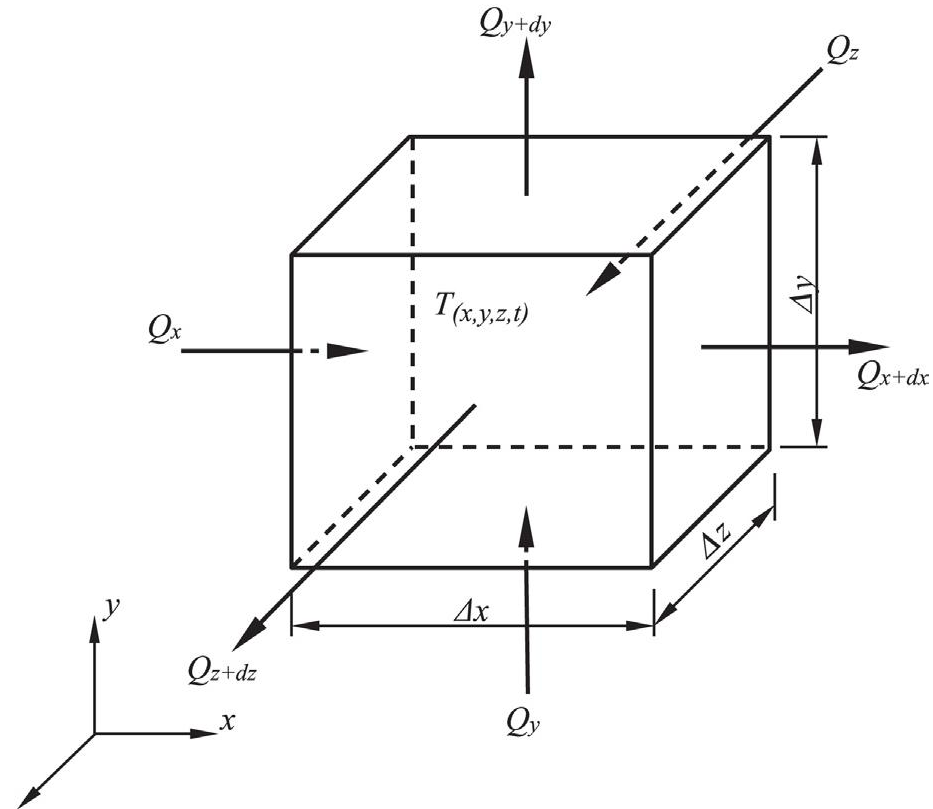
$$q_y = -k_y \cdot \frac{\partial T}{\partial y}$$

$$q_z = -k_z \cdot \frac{\partial T}{\partial z}$$

Vật liệu đồng nhất  
 $k_x = k_y = k_z$

$$E_{stored} = m \cdot c_p \cdot \frac{\partial T}{\partial t}$$

$$\Rightarrow k \cdot \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + q_v = \rho \cdot c_p \cdot \frac{\partial T}{\partial t}$$



$$\Rightarrow \frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \cdot \left[ \left( \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + \frac{q_v}{k} \right]$$

## 2.2 Truyền nhiệt ổn định, không có nguồn nhiệt ( $d^2T/dx^2 = 0$ , $q_v=0$ )

### 2.2.1 Truyền nhiệt qua vách phẳng

- Truyền nhiệt ổn định theo 1 phương (x)
- Vật liệu đồng nhất
- Bề dày vách là L (m)

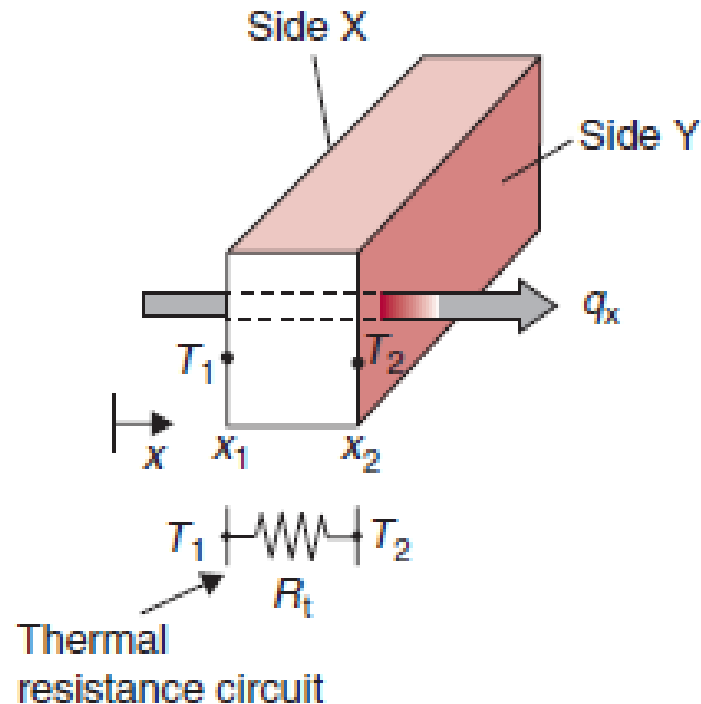
$$T = T_1 - \frac{T_1 - T_2}{L} \cdot x$$

$$q = k \cdot \frac{dT}{dx}$$

$$q = k \cdot \frac{T_1 - T_2}{x_2 - x_1}$$

$$Q = k \cdot A \cdot \frac{T_1 - T_2}{L}$$

$$R_\tau = L \cdot A / k$$





## 2.2.2 Truyền nhiệt của hình trụ

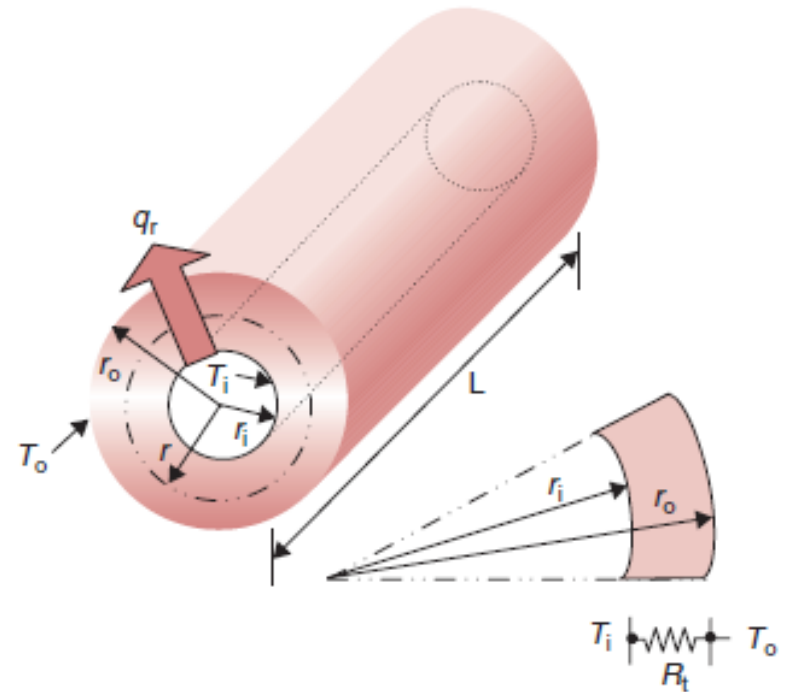
- Truyền nhiệt ổn định theo 1 phương (r)
- Vật liệu đồng nhất
- Bề dày vách là  $r \text{ (m)} = r_o - r_i$
- Chiều dài ống là  $L \text{ (m)}$

$$T = T_i - \frac{T_i - T_o}{\ln(r_o / r_i)} \cdot \ln(r / r_i)$$

$$q = k \cdot \frac{dT}{dr};$$

$$Q = k \cdot A \cdot \frac{dT}{dr} = k \cdot (2\pi \cdot L) \cdot \frac{T_i - T_o}{\ln(r_o / r_i)}$$

$$R_\tau = \frac{\ln(r_o / r_i)}{2\pi \cdot L \cdot k}$$



## 2.2.3 Truyền nhiệt của khối cầu

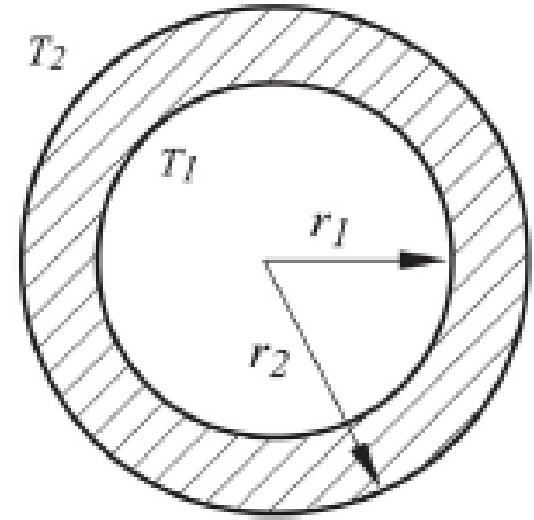
- Truyền nhiệt ổn định theo 1 phương (r)
- Vật liệu đồng nhất
- Bề dày vách là  $r \text{ (m)} = r_2 - r_1$

$$T = T_1 - \frac{T_1 - T_2}{\left(\frac{1}{r_2} - \frac{1}{r_1}\right)} \cdot \left(\frac{1}{r} - \frac{1}{r_1}\right)$$

$$q = k \cdot \frac{dT}{dr};$$

$$Q = k \cdot A \cdot \frac{dT}{dr} = k \cdot (4\pi \cdot r_1 \cdot r_2) \cdot \frac{T_1 - T_2}{r_2 - r_1}$$

$$R_\tau = \frac{r_2 - r_1}{k \cdot 4\pi \cdot r_1 \cdot r_2}$$



## 2.2.4 Truyền nhiệt qua vách đa lớp

- Truyền nhiệt ổn định theo 1 phương (x)
- Vật liệu của mỗi lớp là đồng nhất
- Bề dày vách là  $L = L_a + L_b + L_c$

$$Q = U \cdot A \cdot dT = U \cdot A \cdot (T_1 - T_4)$$

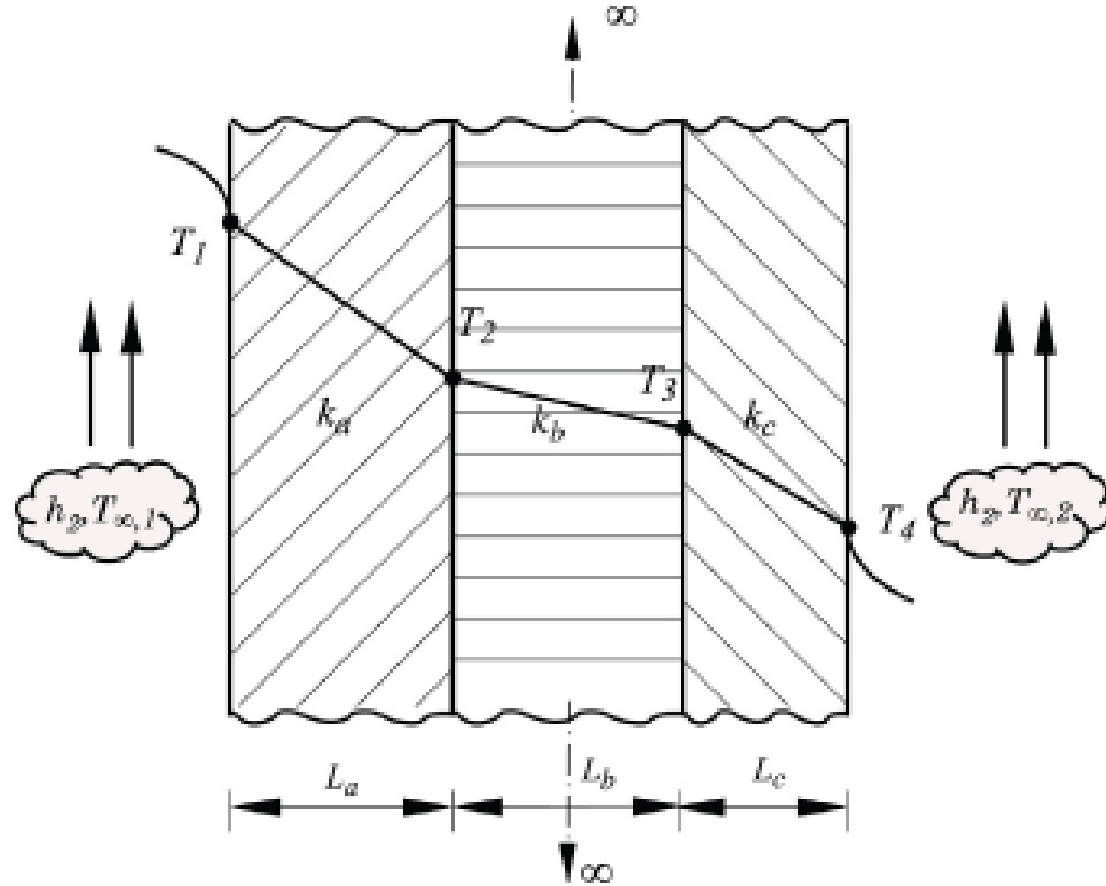
$$R_{total} = 1/(U \cdot A) = R_a + R_b + R_c$$

$$R_a = L_a / (k_a \cdot A)$$

$$R_b = L_b / (k_b \cdot A)$$

$$R_c = L_c / (k_c \cdot A)$$

U: hệ số truyền nhiệt tổng quát



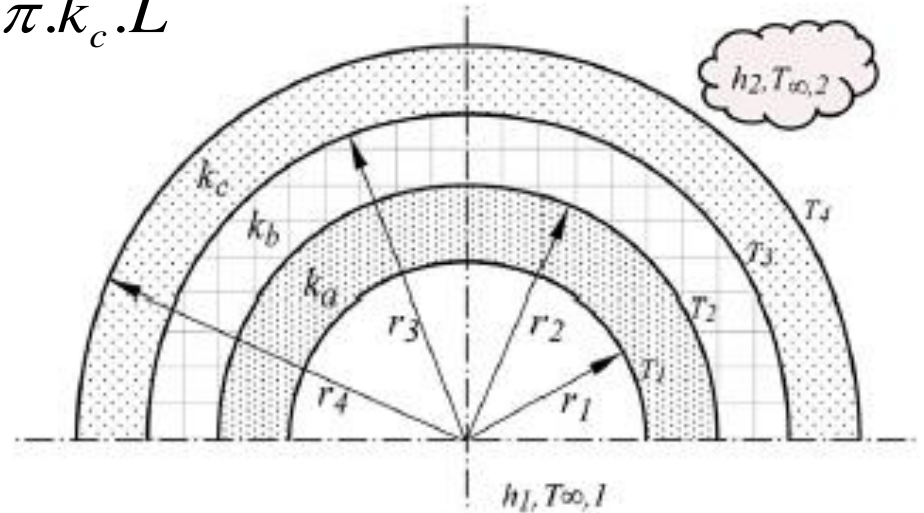
Hình trụ:

$$Q = U \cdot A_1 \cdot (T_1 - T_4)$$

$$A_1 = 2 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot L$$

$$U = 1 / (A_1 \cdot R_{total}) = 1 / [A_1 \cdot (R_1 + R_2 + R_3)]$$

$$R_{total} = \frac{\ln(r_2 / r_1)}{2 \cdot \pi \cdot k_a \cdot L} + \frac{\ln(r_3 / r_2)}{2 \cdot \pi \cdot k_b \cdot L} + \frac{\ln(r_4 / r_3)}{2 \cdot \pi \cdot k_c \cdot L}$$



Hình cầu:

$$Q = (T_1 - T_4) / R_{total}$$

$$R_{total} = \frac{r_2 - r_1}{4 \cdot \pi \cdot k_a \cdot r_1 \cdot r_2} + \frac{r_3 - r_2}{4 \cdot \pi \cdot k_a \cdot r_2 \cdot r_3} + \frac{r_4 - r_3}{4 \cdot \pi \cdot k_a \cdot r_3 \cdot r_4}$$

## 2.2.5 Truyền nhiệt hỗn hợp

▪ Quá trình truyền nhiệt bao gồm cả dẫn nhiệt và đối lưu nhiệt

- Vách đa lớp hình hộp

$$Q = U \cdot A \cdot dT = U \cdot A \cdot (T_{\infty 1} - T_{\infty 2})$$

$$1/U = R_{total} \cdot A + 1/h_1 + 1/h_2$$

- Vách đa lớp hình trụ

$$Q = U \cdot A_1 \cdot dT = U \cdot A_1 \cdot (T_{\infty 1} - T_{\infty 2})$$

$$\frac{1}{U} = A_1 \cdot \left( R_{total} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot L \cdot h_1} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_4 \cdot L \cdot h_2} \right)$$

- Vách đa lớp hình cầu

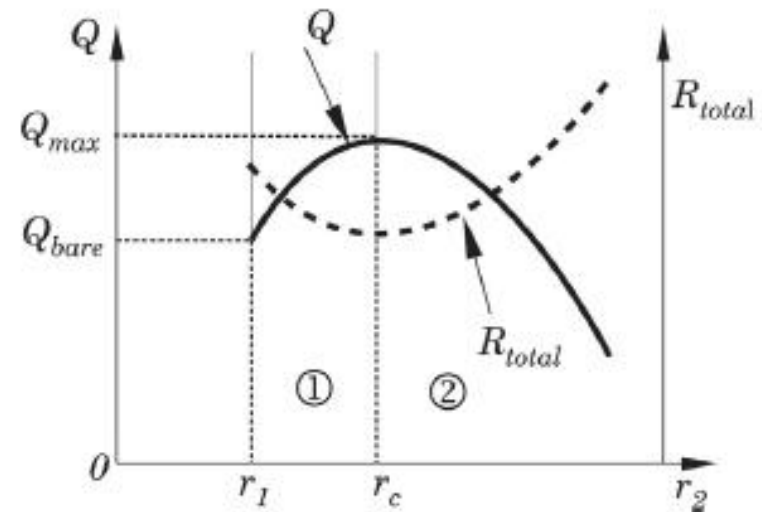
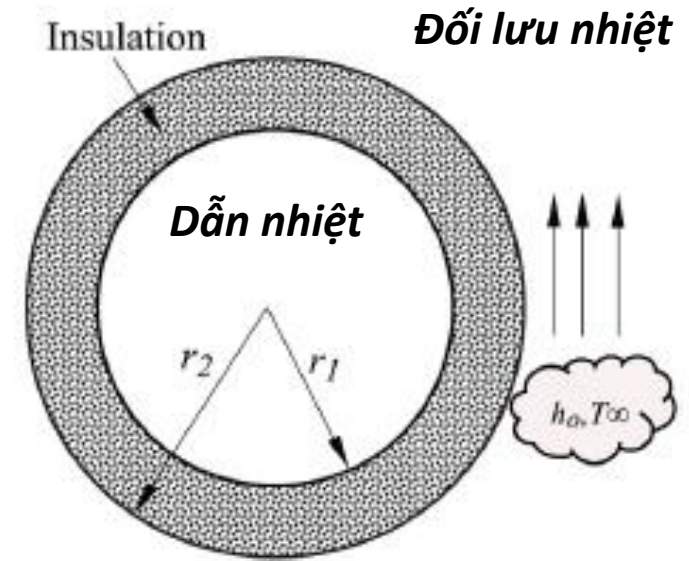
$$Q = \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{total} + \frac{1}{h_1 \cdot 4 \cdot \pi \cdot r_1^2} + \frac{1}{h_2 \cdot 4 \cdot \pi \cdot r_4^2}}$$

### Vật liệu bọc cách nhiệt

$$Q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{\ln(r_2 / r_1)}{2 \cdot \pi \cdot k \cdot L} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_2 \cdot L \cdot h}}$$

Lớp cách nhiệt càng dày ( $r_2$  lớn) thì quá trình truyền nhiệt bằng dẫn nhiệt chậm nhưng quá trình truyền nhiệt đối lưu lại tăng  $\rightarrow$  cần chọn lựa bề dày lớp cách nhiệt thích hợp

$$r_c = k/h$$



## 2.3. Truyền nhiệt ổn định có nguồn nhiệt phát sinh ( $q_v \neq 0$ )

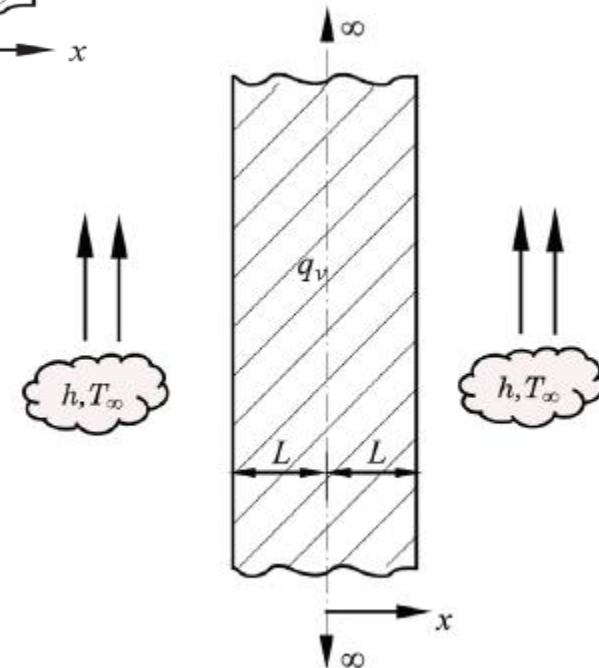
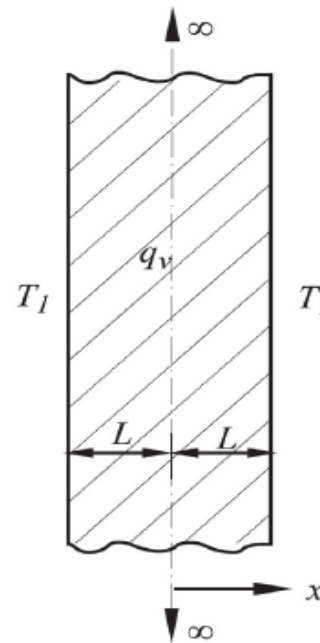
- Truyền nhiệt ổn định trong vách phẳng theo 2 bên (x)
- Vật liệu đồng nhất
- Bề dày vách là  $2L$  (m)
- Nguồn nhiệt bên trong  $q_v$  (W/m<sup>3</sup>)

*Không có đối lưu nhiệt*

$$T = T_1 + \frac{q_v}{2k} (L^2 - x^2)$$

*Có đối lưu nhiệt*

$$T = T_\infty + \frac{q_v \cdot L}{h} + \frac{q_v \cdot L^2}{2k} \left(1 - \frac{x^2}{L^2}\right)$$





## 2.4. Truyền nhiệt không ổn định( $d^2T/dx^2 \neq 0$ )

Các đại lượng không thứ nguyên:

- Chuẩn số Fourier:  $F_0 = \alpha.t/L^2$
- Chuẩn số Biot:  $Bi = h.L/k$
- Hệ vô thứ nguyên:  $\Theta = (T - T_\infty)/(T_i - T_\infty)$
- $T_\infty$ : nhiệt độ môi trường
- $T_i$ : nhiệt độ ban đầu của sản phẩm

Nếu  $Bi < 0.1$ :

$$q = \rho.c_p.V.\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha.A.(T_\infty - T_i)$$

$$Bi.F_0 = \frac{h.t.A}{\rho.c_p.V}; \theta = e^{-Bi.F_0}$$

$$t = \frac{m.c_p}{h.A} \cdot \ln \theta$$

Nếu bề dày vật liệu ( $L$ )  $\ll$  chiều dài vật liệu ( $l$ ), biến thiên nhiệt độ tại vị trí  $x$  bất kỳ trên bề dày vật liệu tại thời gian  $t$  tính như sau :

$$\theta = \operatorname{erf}\left(\frac{x}{2\sqrt{\alpha.t}}\right)$$

$x$	$\operatorname{erf}(x)$	$x$	$\operatorname{erf}(x)$	$x$	$\operatorname{erf}(x)$
0.00	0.00000	0.36	0.38933	1.04	0.85865
0.02	0.02256	0.38	0.40901	1.08	0.87333
0.04	0.04511	0.40	0.42839	1.12	0.88679
0.06	0.06762	0.44	0.46623	1.16	0.89910
0.08	0.09008	0.48	0.50275	1.20	0.91031
0.10	0.11246	0.52	0.53790	1.30	0.93401
0.12	0.13476	0.56	0.57162	1.40	0.95229
0.14	0.15695	0.60	0.60386	1.50	0.96611
0.16	0.17901	0.64	0.63459	1.60	0.97635
0.18	0.20094	0.68	0.66378	1.70	0.98379
0.20	0.22270	0.72	0.69143	1.80	0.98909
0.22	0.24430	0.76	0.71754	1.90	0.99279
0.24	0.26570	0.80	0.74210	2.00	0.99532
0.26	0.28690	0.84	0.76514	2.20	0.99814
0.28	0.30788	0.88	0.78669	2.40	0.99931
0.30	0.32863	0.92	0.80677	2.60	0.99976
0.32	0.34913	0.96	0.82542	2.80	0.99992
0.34	0.36936	1.00	0.84270	3.00	0.99998
				$\infty$	1.00000

Vật thể dạng phẳng, truyền nhiệt 2 phía cân bằng nhau, không có nguồn nhiệt ( $q_v=0$ )

$$\theta = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \cdot e^{(-\beta_n^2 \cdot F_0)}$$

$$A_n = \frac{2 \sin(\beta_n)}{\beta_n + \sin(\beta_n) \cdot \cos(\beta_n)}$$

$$Bi = \beta_n \cdot \tan(\beta_n)$$

$\beta_n$  tra bảng 2.1

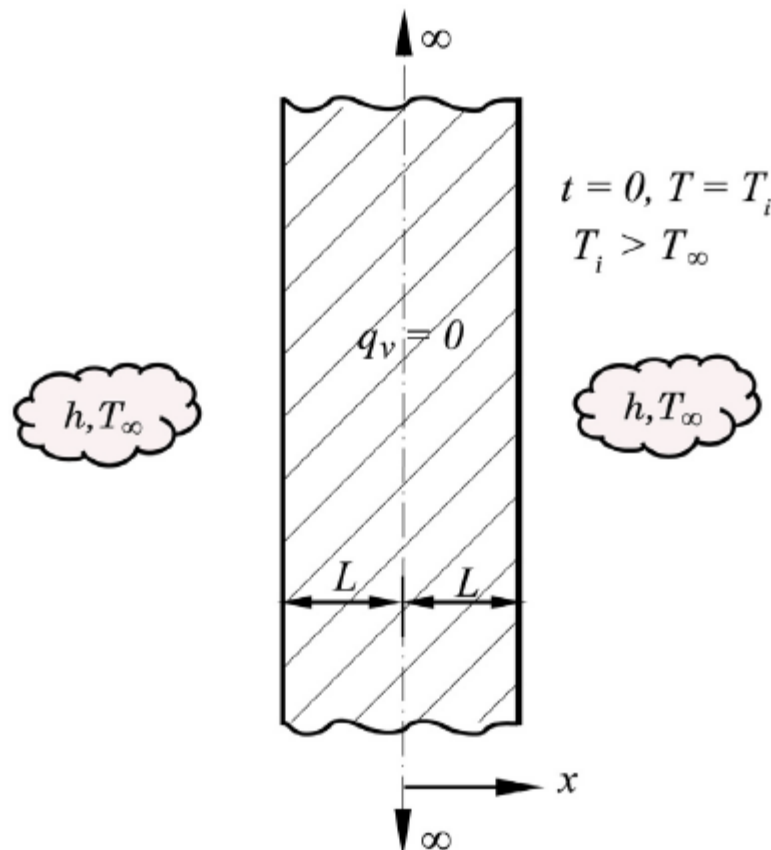
Nếu  $F_0 > 0.25$ , ta có thể tính xấp xỉ như sau:

$$\theta_c = A_1 \cdot e^{(-\beta_1^2 \cdot F_0)}$$

$$\theta_s = A_1 \cdot \cos(\beta_1) e^{(-\beta_1^2 \cdot F_0)}$$

$$\theta_m = A_1 \cdot \frac{\sin(\beta_1)}{\beta_1} e^{(-\beta_1^2 \cdot F_0)}$$

Với  $\theta_c$ ,  $\theta_s$ ,  $\theta_m$  lần lượt là giá trị vô thứ nguyên của nhiệt độ tâm, bề mặt và nhiệt độ trung bình của sản phẩm



# APPENDIX IV

## The Roots of certain Transcendental Equations

TABLE I

The first six roots,  $\dagger \beta_n$ , of

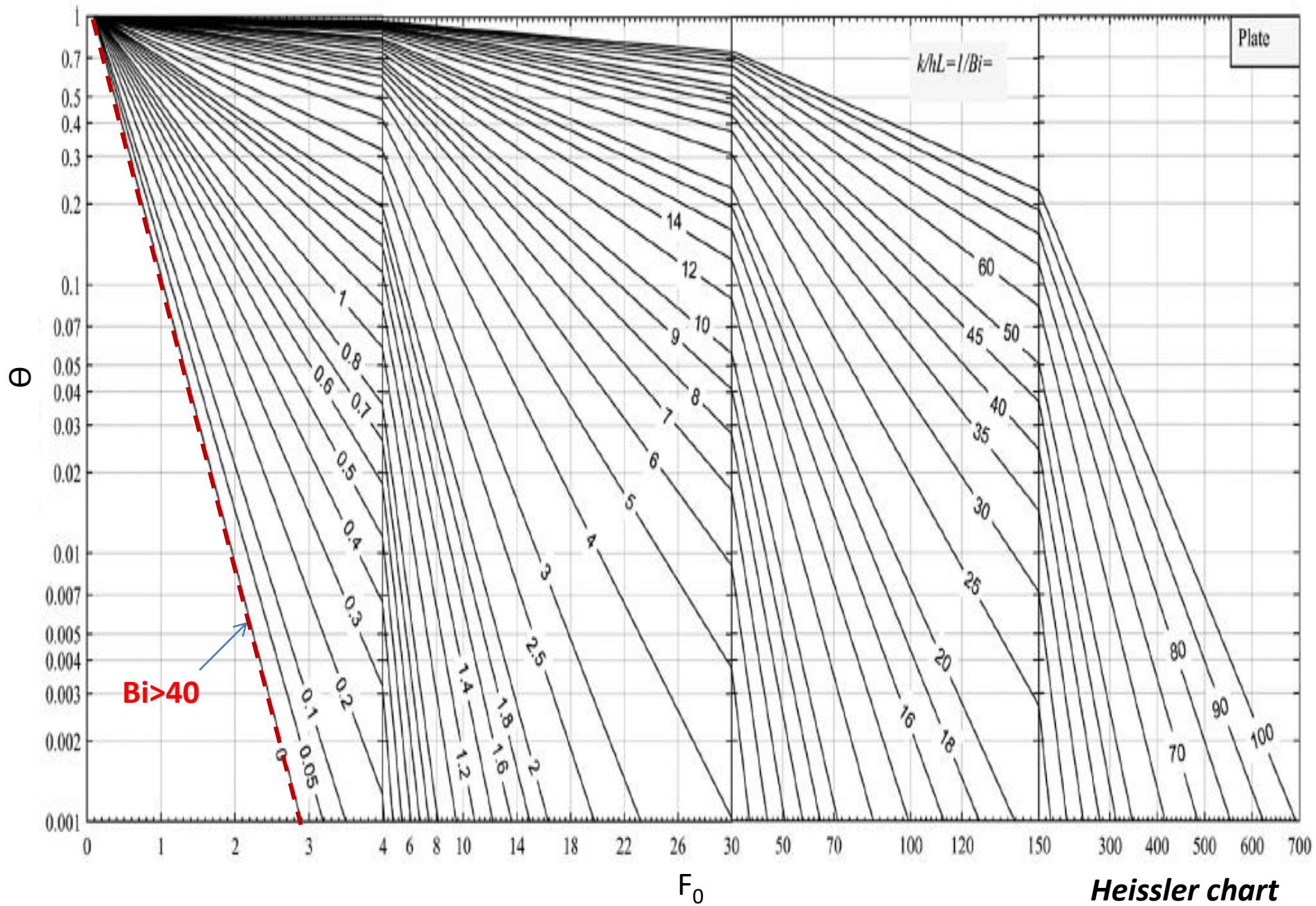
$$\beta \tan \beta = C.$$

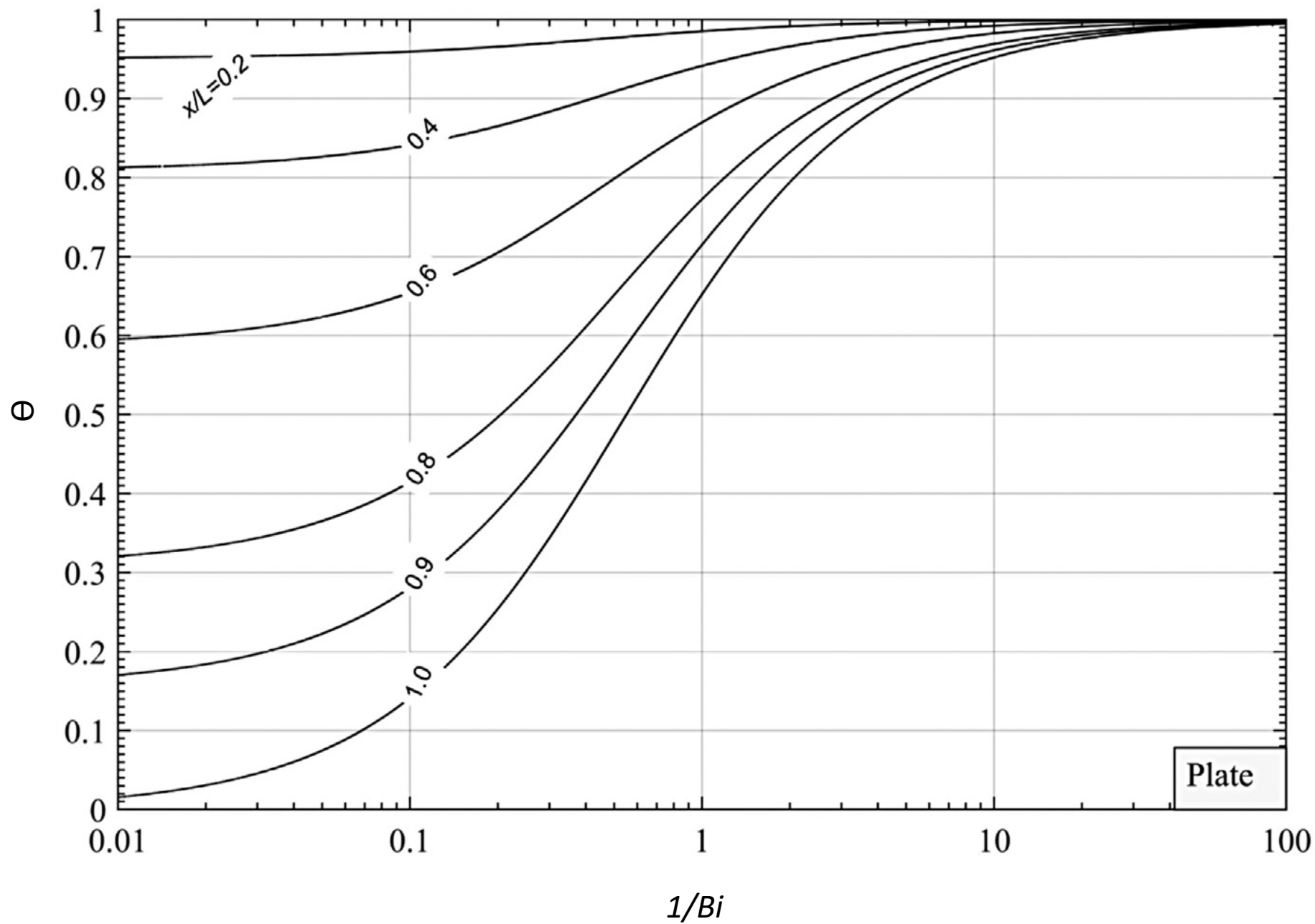
$$Bi = \beta_1 \tan \beta_1$$

$C$	$\beta_1$	$\beta_2$	$\beta_3$	$\beta_4$	$\beta_5$	$\beta_6$
0	0	3.1416	6.2832	9.4248	12.5664	15.7080
0.001	0.0316	3.1119	6.2833	9.4249	12.5665	15.7080
0.002	0.0437	3.1422	6.2835	9.4250	12.5665	15.7081
0.004	0.0632	3.1425	6.2838	9.4252	12.5667	15.7082
0.006	0.0774	3.1435	6.2841	9.4254	12.5668	15.7083
0.008	0.0893	3.1441	6.2845	9.4256	12.5670	15.7085
0.01	0.0998	3.1448	6.2848	9.4258	12.5672	15.7086
0.02	0.1410	3.1479	6.2864	9.4269	12.5680	15.7092
0.04	0.1987	3.1543	6.2895	9.4290	12.5693	15.7105
0.06	0.2425	3.1606	6.2927	9.4311	12.5711	15.7118
0.08	0.2791	3.1668	6.2959	9.4333	12.5727	15.7131
0.1	0.3111	3.1731	6.2991	9.4354	12.5743	15.7143
0.2	0.4328	3.2039	6.3148	9.4459	12.5822	15.7207
0.3	0.5218	3.2341	6.3305	9.4565	12.5902	15.7270
0.4	0.5932	3.2636	6.3461	9.4670	12.5981	15.7334
0.5	0.6533	3.2923	6.3616	9.4775	12.6060	15.7397
0.6	0.7051	3.3204	6.3770	9.4879	12.6139	15.7460
0.7	0.7506	3.3477	6.3923	9.4983	12.6218	15.7524
0.8	0.7910	3.3744	6.4074	9.5087	12.6296	15.7587
0.9	0.8274	3.4003	6.4224	9.5190	12.6375	15.7650
1.0	0.8603	3.4256	6.4373	9.5293	12.6453	15.7713
1.5	0.9882	3.5122	6.5097	9.5801	12.6841	15.8026
2.0	1.0769	3.6436	6.5783	9.6296	12.7223	15.8336
3.0	1.1925	3.8688	6.7040	9.7240	12.7966	15.8945
4.0	1.2646	3.9352	6.8140	9.8119	12.8678	15.9536
5.0	1.3138	4.0336	6.9096	9.8928	12.9352	16.0167
6.0	1.3496	4.1116	6.9924	9.9667	12.9988	16.0654
7.0	1.3766	4.1746	7.0640	10.0339	13.0584	16.1177
8.0	1.3978	4.2264	7.1263	10.0949	13.1141	16.1675
9.0	1.4149	4.2694	7.1806	10.1502	13.1660	16.2147
10.0	1.4289	4.3058	7.2281	10.2003	13.2142	16.2594
15.0	1.4729	4.4255	7.3959	10.3898	13.4078	16.4472
20.0	1.4961	4.4915	7.4954	10.5117	13.5420	16.5864
30.0	1.5202	4.5615	7.6057	10.6543	13.7085	16.7691
40.0	1.5325	4.5979	7.6647	10.7334	13.8048	16.8794
50.0	1.5400	4.6202	7.7012	10.7832	13.8666	16.9519
60.0	1.5451	4.6353	7.7259	10.8172	13.9094	17.0026
80.0	1.5514	4.6543	7.7573	10.8606	13.9644	17.0680
100.0	1.5552	4.6658	7.7764	10.8871	13.9981	17.1093
$\infty$	1.5708	4.7124	7.8540	10.9956	14.1372	17.2788

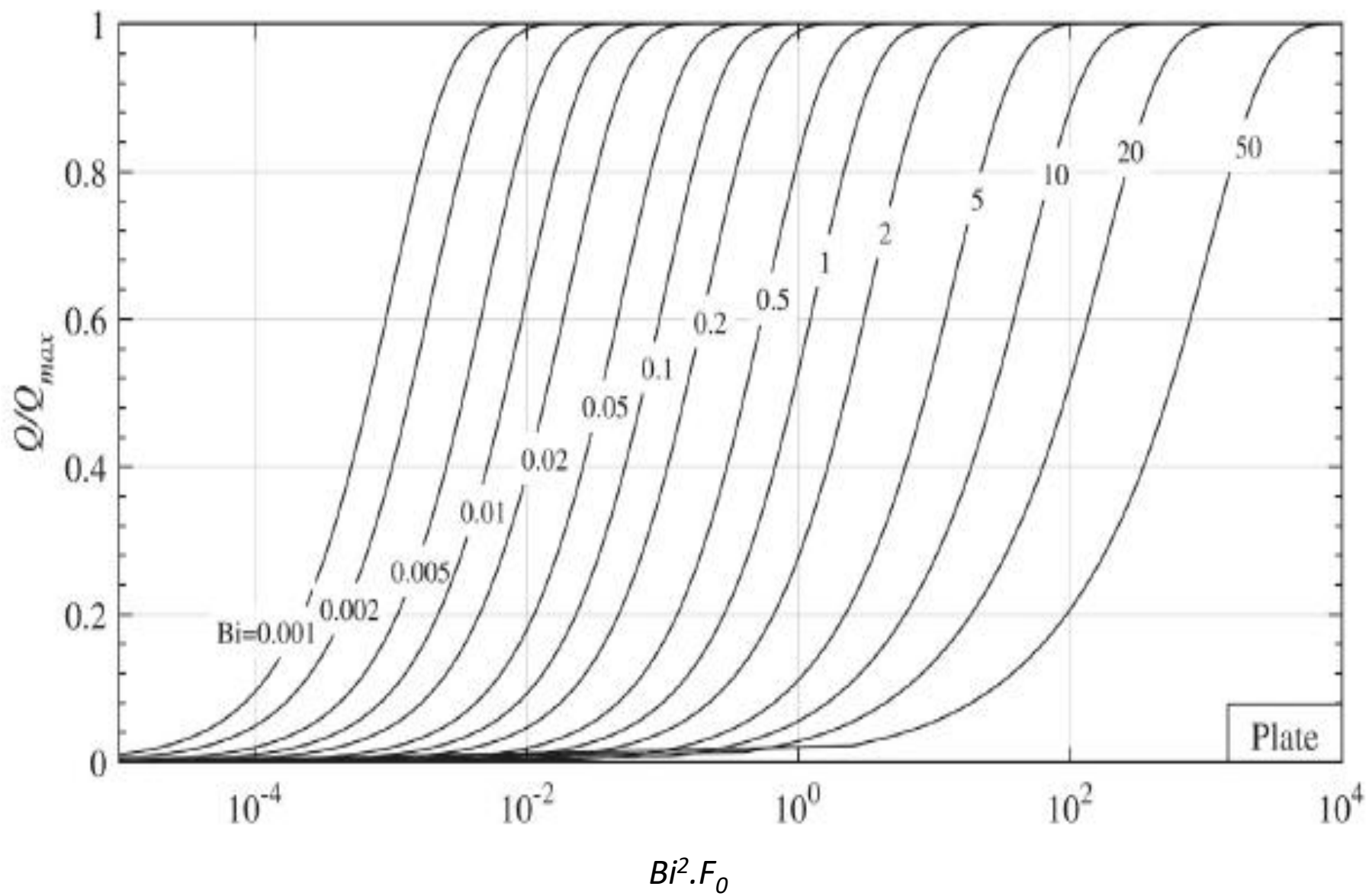
$\dagger$  The roots of this equation are all real if  $C > 0$ .

Lưu ý:  $L = 1/2$  bề dày của tấm phẳng



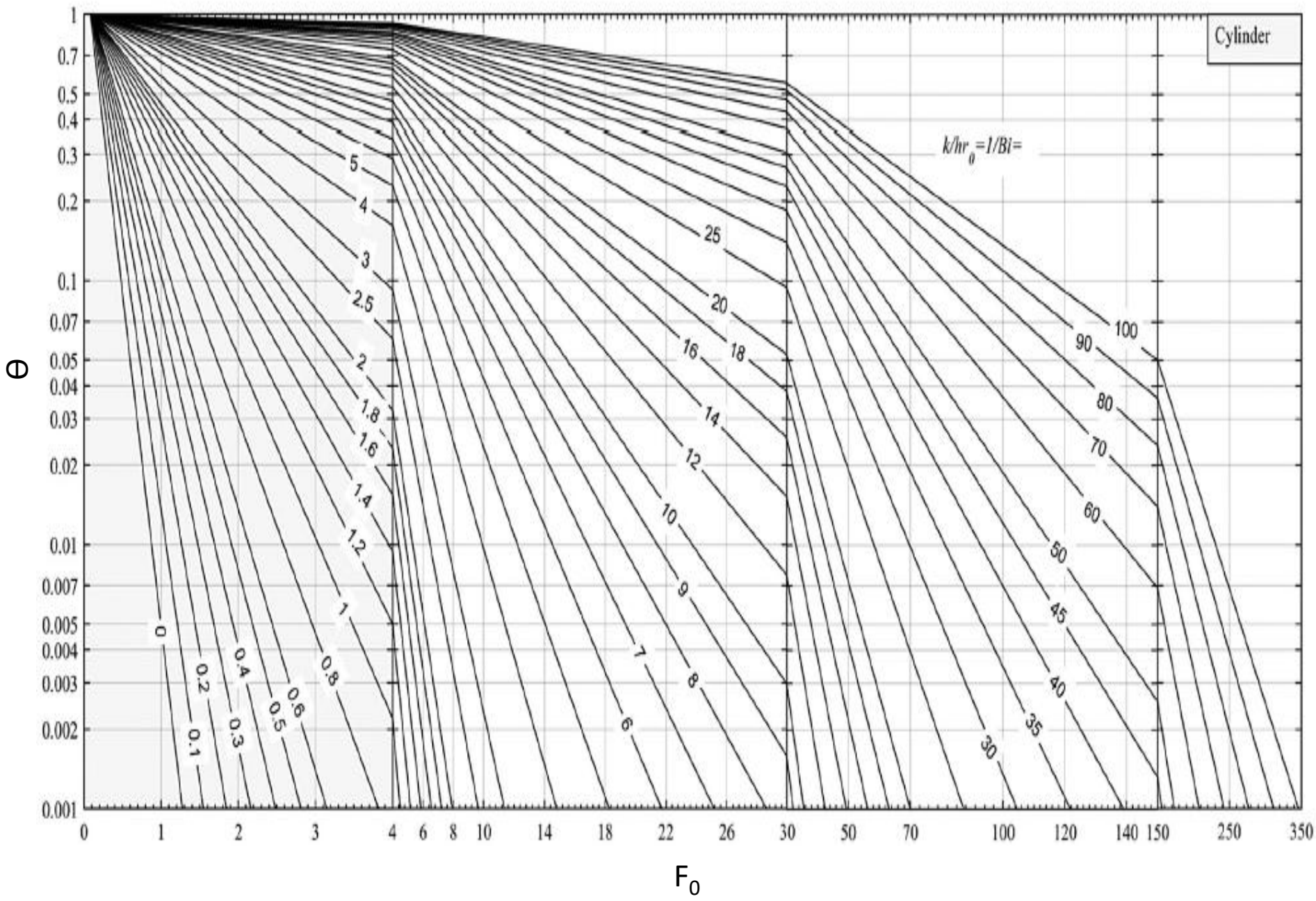


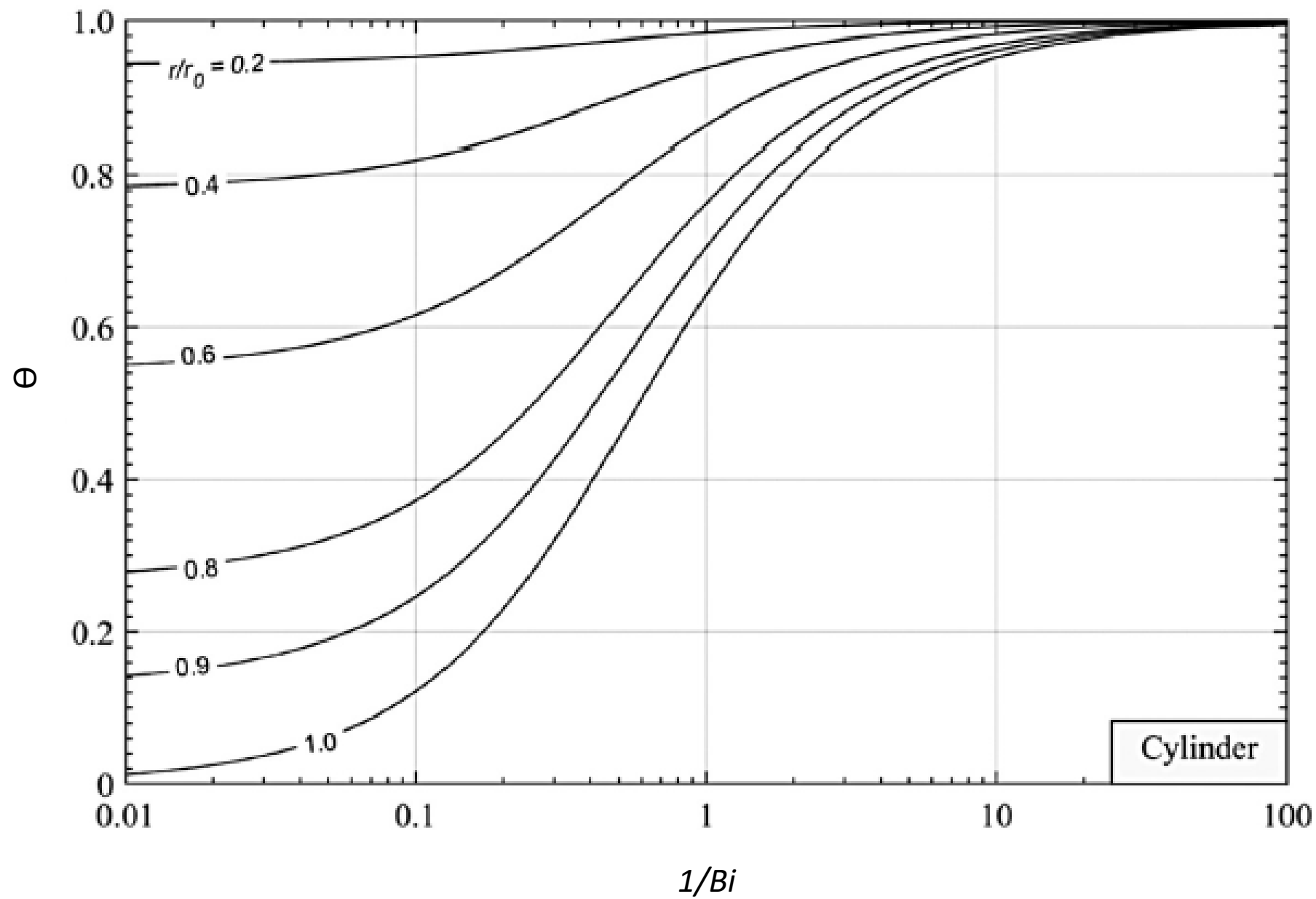


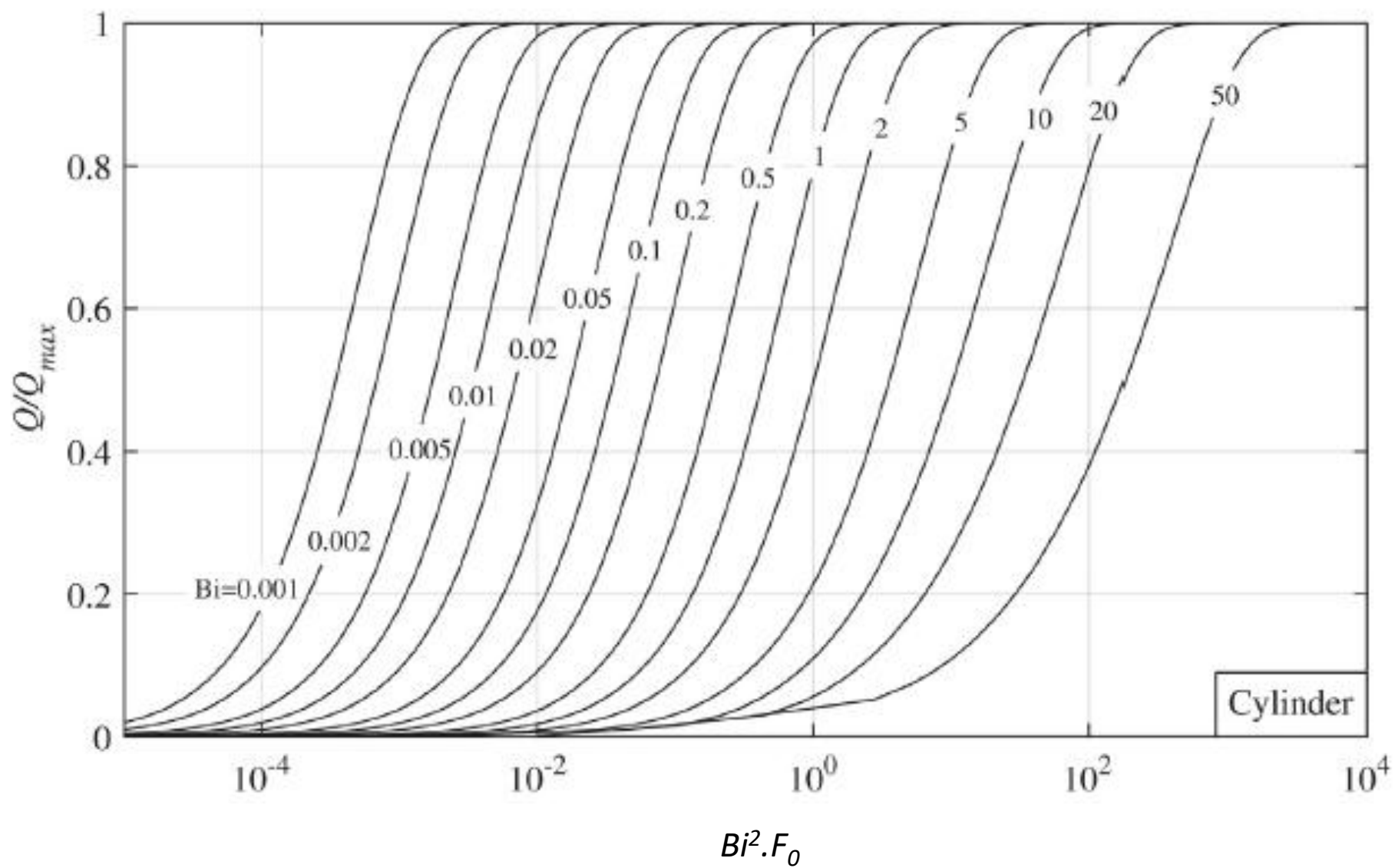


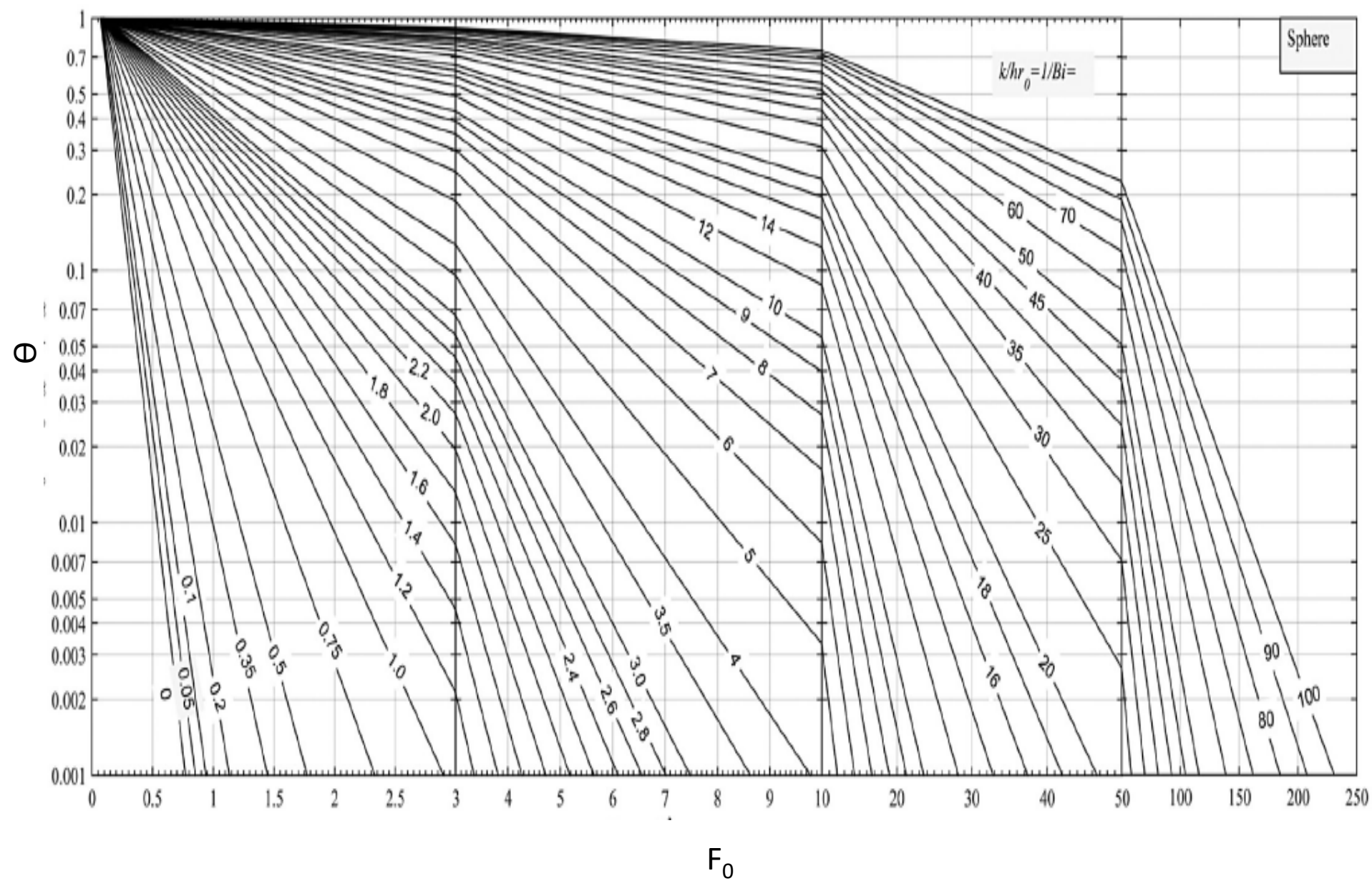


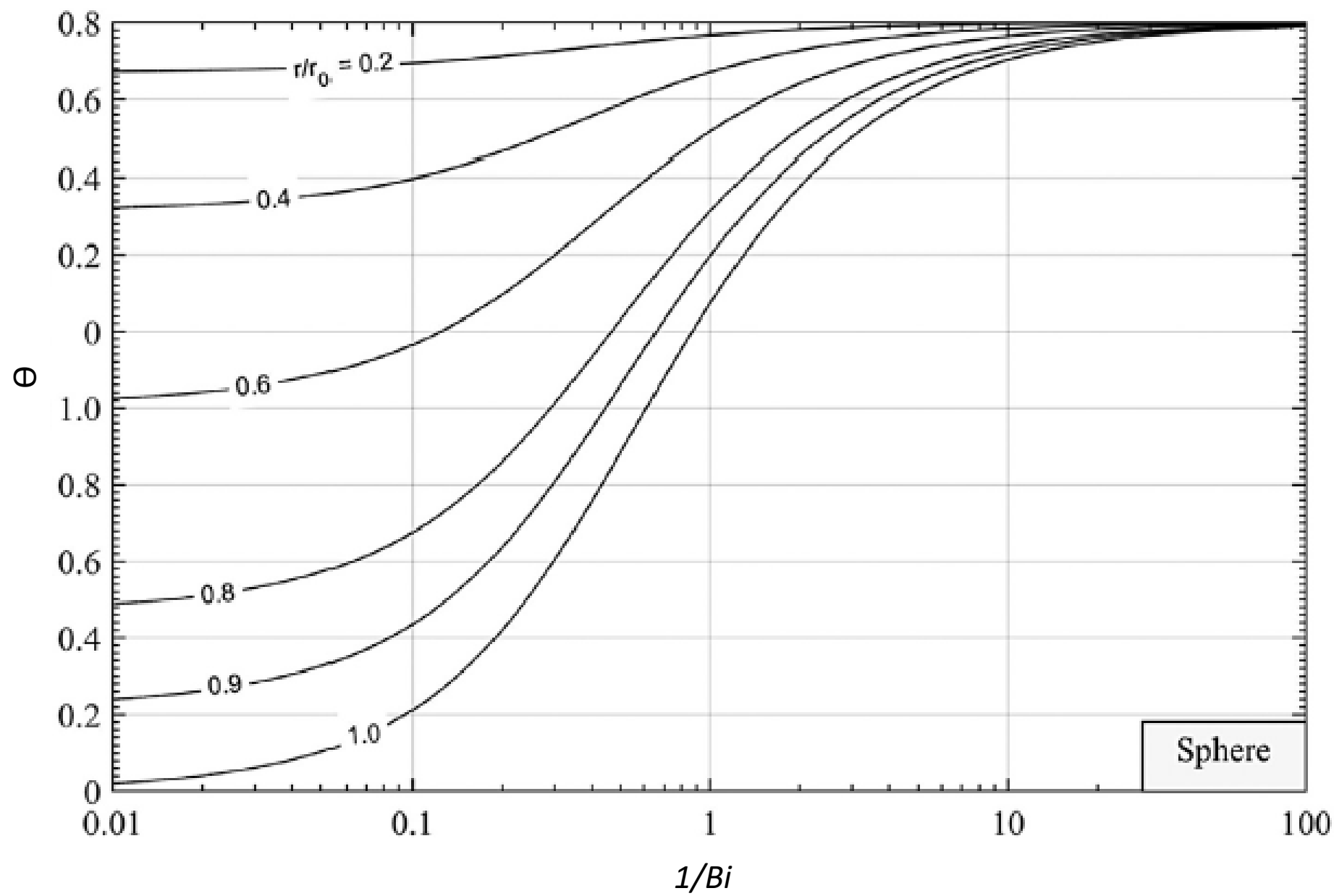
Cylinder

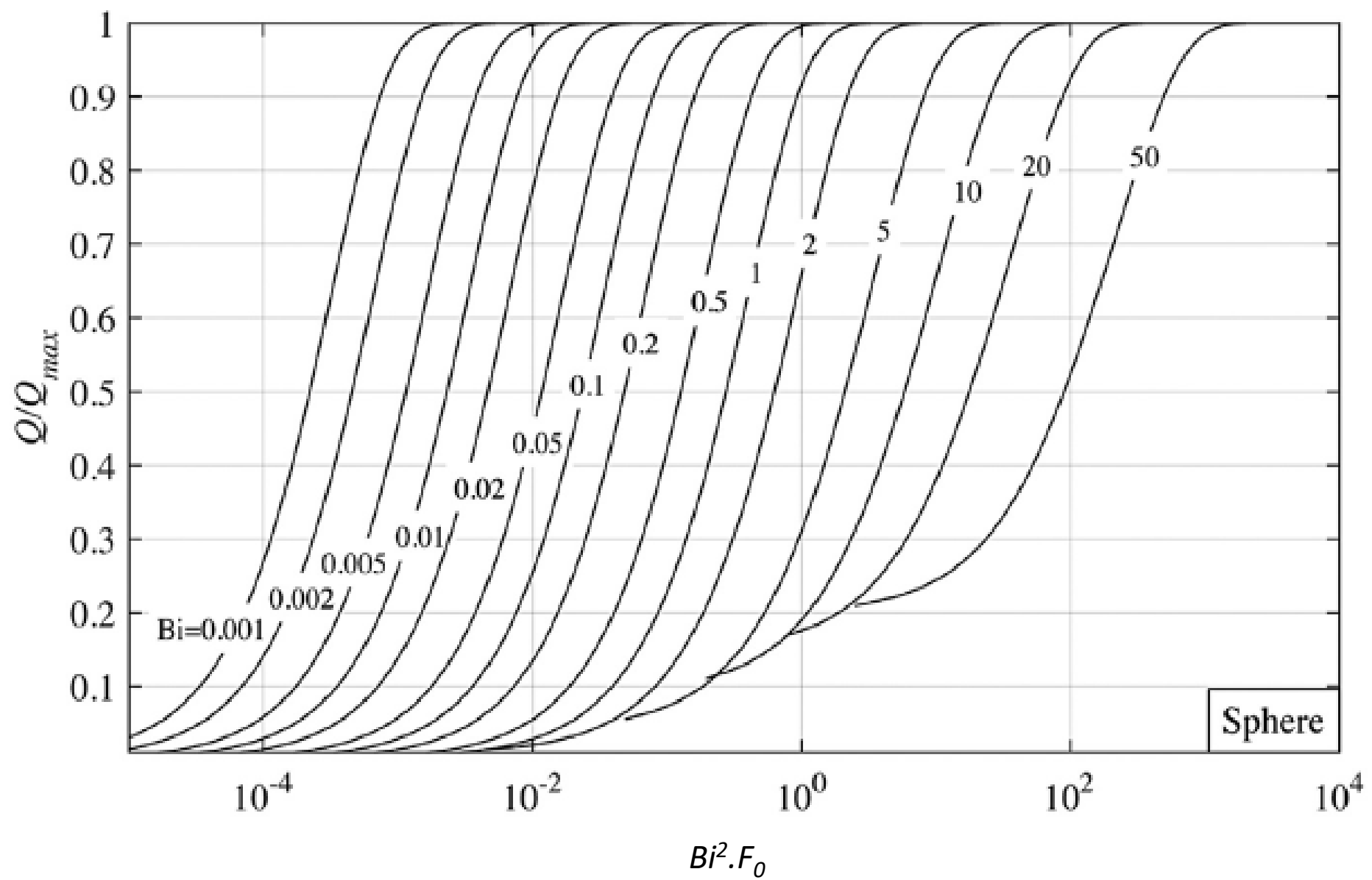












Dẫn nhiệt không ổn định và có nguồn cấp nhiệt ( $q_v \neq 0$ )

$$\theta = \frac{P_0}{2} \cdot \left( 1 - \frac{x^2}{L^2} + \frac{2}{Bi} \right) + \sum_{n=1}^{\infty} \left( 1 - \frac{P_0}{\beta_n^2} \right) \cdot A_n \cdot e^{(-\beta_n^2 \cdot F_0)}$$

Chuẩn số Pomerantsev: 
$$P_0 = \frac{q_v \cdot L^2}{k \cdot (T_0 - T_{\infty})}$$

Tốc độ truyền nhiệt: 
$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{q}{c_p \cdot \rho}$$
 Nguồn nhiệt tỏa ra từ sản phẩm:  $q \text{ (W/m}^3\text{)}$

Nếu  $F_0 > 0.25$ , ta có thể tính xấp xỉ như sau:

$$\theta_c = \frac{P_0}{2} \cdot \left( 1 + \frac{2}{Bi} \right) + \left( 1 - \frac{P_0}{\beta_1^2} \right) \cdot A_1 \cdot e^{(-\beta_1^2 \cdot F_0)}$$

$$\theta_s = \frac{P_0}{Bi} + \left( 1 - \frac{P_0}{\beta_1^2} \right) \cdot A_1 \cdot \cos \beta_1 \cdot e^{(-\beta_1^2 \cdot F_0)}$$

$$\theta_m = \frac{P_0}{3} \left( 1 + \frac{3}{Bi} \right) + \left( 1 - \frac{P_0}{\beta_1^2} \right) \cdot A_1 \cdot \frac{\sin(\beta_1)}{\beta_1} \cdot e^{(-\beta_1^2 \cdot F_0)}$$



$$T_c \approx T_{\infty} + \frac{q_v \cdot L^2}{2k} \left( 1 + \frac{2}{Bi} \right)$$

$$T_s \approx T_{\infty} + \frac{q_v \cdot L^2}{k} \cdot \frac{1}{Bi}$$

$$T_m \approx T_{\infty} + \frac{q_v \cdot L^2}{3k} \left( 1 + \frac{3}{Bi} \right)$$



Ví dụ 1:

Cho khuôn hình chữ nhật ( $k = 0.6 \text{ W/m.C}$ ) có bề dày 3cm chứa đầy nước ở  $90^\circ\text{C}$  ( $\alpha = 1.4 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$ ) vào tủ lạnh ( $4^\circ\text{C}$ ) để làm lạnh xuống  $10^\circ\text{C}$ . Hãy tính thời gian làm lạnh nếu biết hệ số truyền nhiệt của không khí trong tủ lạnh  $h = 40 \text{ W/m}^2\text{C}$ .

Ví dụ 2:

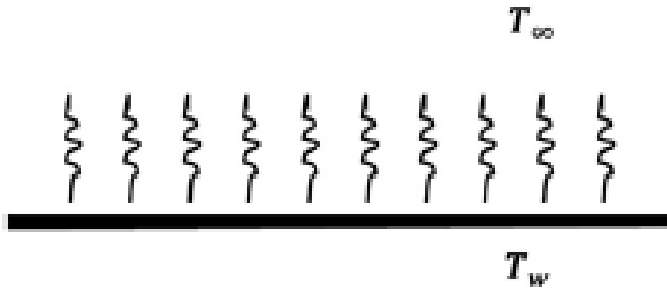
Một hộp tiêu có kích thước  $0.28 \times 0.48 \times 1.2 \text{ (m)}$  có nhiệt độ  $25^\circ\text{C}$  được làm lạnh trong tủ lạnh  $2^\circ\text{C}$ . Công suất làm lạnh của tủ lạnh là  $26 \text{ W/m}^3$  trong khi nhiệt lượng hạt tiêu tỏa ra là  $74 \text{ W/m}^3$ . Nếu biết khối lượng riêng của sản phẩm là  $200 \text{ kg/m}^3$ ; hệ số truyền nhiệt của sản phẩm, bao bì và không khí lần lượt là  $c_p = 3.984 \text{ kJ/kg.C}$ ,  $k = 0.136 \text{ W/m.C}$  và  $h = 8.7 \text{ W/m}^2\text{C}$ .

Hãy tính tốc độ truyền nhiệt và thời gian làm lạnh để sản phẩm đạt  $5^\circ\text{C}$ .

## *Chương 3:*

# ĐỔI LƯU NHIỆT (CONVECTION)

### 3.1. Bản chất của đối lưu nhiệt



*Đối lưu tự nhiên*



*Đối lưu cưỡng bức*

Convection = conduction + advection

Advection: trao đổi nhiệt do dòng chảy của lưu chất

$$Q = h \cdot A \cdot \Delta T = h \cdot A \cdot (T_s - T_\infty)$$

h: hệ số truyền nhiệt (W/m<sup>2</sup>.K)

A: diện tích bề mặt truyền nhiệt (m<sup>2</sup>)

*h ????*

$$h = \frac{\left. \frac{\partial T}{\partial x} \right|_{wall}}{T_w - T_\infty}$$

Thực nghiệm

Mô hình hóa

Phương pháp số

## 3.2. Các chuẩn số phổ biến trong đối lưu nhiệt

Nusselt: 
$$Nu = \frac{h.\delta}{k} \leftarrow \frac{\text{convection}}{\text{conduction}}$$

Reynolds: 
$$Re = \frac{\rho.u.\delta}{\mu} \leftarrow \text{flow}$$

Prandl: 
$$Pr = \frac{\mu.c_p}{k} \leftarrow \frac{\text{friction}}{\text{convection}}$$

Grashof: 
$$Gr = \frac{\delta^3.\rho^2.\beta.\Delta T}{\mu^2} \leftarrow \text{free} - \text{convection}$$

$u$ : vận tốc dòng chảy (m/s)

$\rho$ : khối lượng riêng lưu chất (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu$ : độ nhớt lưu chất (Pa.s)

$g$ : gia tốc (=9.8 m/s<sup>2</sup>)

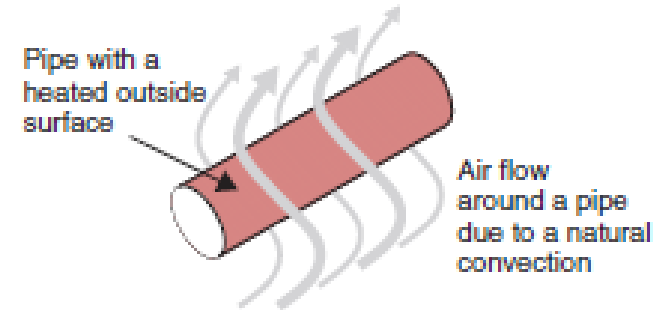
$\beta$ : hệ số giãn nở thể tích của lưu chất (1/°C) = 1 (đối với nước)

$\delta$ : chiều truyền nhiệt (m): đường kính trong (ngoài) đường ống hoặc chiều cao tường

### 3.3. Đối lưu tự nhiên (free/natural convection)

\* Truyền nhiệt cho ống hoặc vách thẳng đứng:  $Nu = C (Gr Pr)^n$

- $-4 < \log(GrPr) < 2$ :  $C = 1.18$  và  $n = 1/8$
- $2 < \log(GrPr) < 8$ :  $C = 0.54$  và  $n = 1/4$
- $7 < \log(GrPr) < 13$ :  $C = 0.135$  và  $n = 1/3$



\* Truyền nhiệt giữa 2 tấm phẳng (có khoảng cách  $x$ ):  $Nu = C(GrPr)^n / (\delta/x)^{1/9}$

- $2.1 \cdot 10^3 < Gr < 2 \cdot 10^4$  :  $C = 0.20$  và  $n = 1/4$
- $2 \cdot 10^4 < Gr < 1.1 \cdot 10^7$  :  $C = 0.071$  và  $n = 1/3$

\* Truyền nhiệt cho ống nằm ngang ( $10^3 < Gr.Pr < 10^9$ ):  $Nu = 0.53(GrPr)^{0.25}$

## 3.4. Đối lưu cưỡng bức (forced convection)

### 3.4. 1. Dòng chảy bên trong ống

*Chảy tầng (Laminar flow,  $Re < 2100$ )*

$$(Re.Pr.\delta/L > 100) \quad Nu = 1.86(Re.Pr.\frac{\delta}{L})^{0.33}(\frac{\mu_f}{\mu_w})^{0.14}$$

$$(Re.Pr.\delta/L < 100) \quad Nu = 3.66 + \frac{0.85(Re.Pr.\frac{\delta}{L})}{1 + 0.045((Re.Pr.\frac{\delta}{L})^{0.66})}(\frac{\mu_f}{\mu_w})^{0.14}$$

*Chảy quá độ (Transition regime flow,  $2100 < Re < 10000$ )*

$$Nu = \frac{(f/8)(Re-1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{0.5}(Pr^{0.66}-1)} \quad f = \frac{1}{(0.79 \ln Re - 1.64)^2}$$

*Chảy rối (Turbulent flow,  $Re > 10000$ )*

$$Nu = 0.23 Re^{0.8} Pr^{0.33}(\frac{\mu_f}{\mu_w})^{0.14}$$

$\mu_f, \mu_w$  : độ nhớt lưu chất tại nhiệt độ ban đầu và nhiệt độ vách ống

### 3.4.2. Dòng chảy cắt ngang

Ống đơn (single tube or cylinder):

*Chất lỏng ( $10 < Re < 1000$ ):*

$$Nu = 0.59 Re^{0.47} \cdot Pr^{0.38} (Pr_f / Pr_w)^{0.25}$$

*Chất lỏng ( $1000 < Re < 20000$ ):*

$$Nu = 0.21 Re^{0.62} \cdot Pr^{0.38} (Pr_f / Pr_w)^{0.25}$$

*Không khí ( $Re < 1000$ ):*

$$Nu = 0.52 Re^{0.47}$$

*Không khí ( $1000 < Re < 20000$ ):*

$$Nu = 0.18 Re^{0.62}$$

Khối cầu (sphere):  $Nu = 2 + (0.4 Re^{0.5} + 0.06 Re^{0.66}) Pr^{0.4} (\mu_f / \mu_s)^{0.5}$

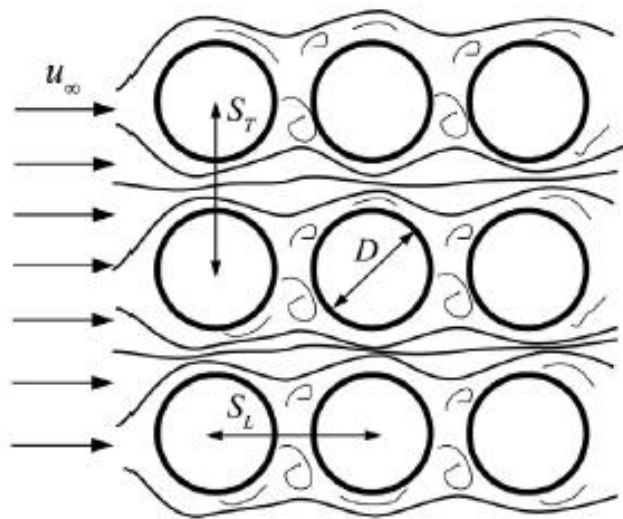
$$Nu = 2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{0.33} \quad (Re < 70000, 0.6 < Pr < 400)$$

Tấm phẳng (wall):  $Re < 500000$

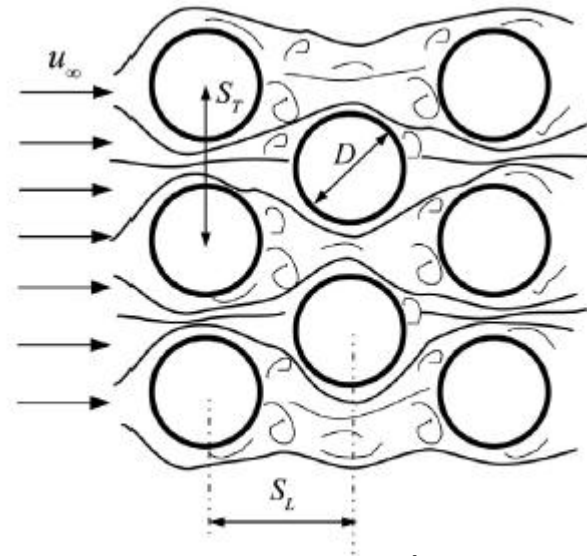
$$Nu = 0.662 Re^{0.5} Pr^{0.33}$$



## Ống chùm:



(A) Xếp song song



(B) Xếp so le

$$Nu = Pr_f^{0.36} \cdot (Pr_f/Pr_w)^n \cdot Z(Re)$$

$n = 0$  (khí) và  $0.25$  (chất lỏng)

Nếu  $100 < Re < 1000$ :  $Z = 0.52Re^{0.5}$  (Xếp song song)

$Z = 0.71Re^{0.5}$  (Xếp so le)

Nếu  $1000 < Re < 20000$ :  $Z = 0.27Re^{0.63}$  (Xếp song song,  $S_T/S_L > 0.7$ )

$Z = 0.35Re^{0.6} (S_T/S_L)^{0.2}$  (Xếp so le,  $S_T/S_L < 2$ )

### 3.4.3 Thiết bị vỏ ống (tank reactor)

*Bình phản ứng không có ống xoắn*

$$Nu = 1.15 Re_f^{0.65} Pr_f^{0.33} (h/H)^{0.4} (H/D)^{0.56} (\mu_f/\mu_w)^{0.24}$$

***Re tính theo d, Nu tính theo D***

*Bình phản ứng có ống xoắn, cánh khuấy mái chèo ( $20 < Re < 4000$ )*

$$Nu = 0.415 Re_f^{0.66} Pr_f^{0.33} (\mu_f/\mu_w)^{0.24}$$

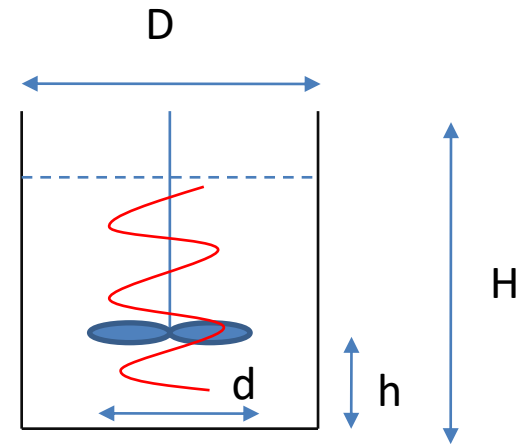
*Bình phản ứng có ống xoắn, cánh khuấy chân vịt*

$$Nu = 0.55 Re_f^{0.64} Pr_f^{0.30} (\mu_f/\mu_w)^{0.32} (d/D)^{0.40}$$

*Bình phản ứng có ống xoắn, cánh khuấy mỏ neo*

$$Nu = C (Re_f Pr_f^{0.5} + 4000)^{0.66}$$

$C = 0.33$  (gia nhiệt) và  $0.23$  (làm lạnh)

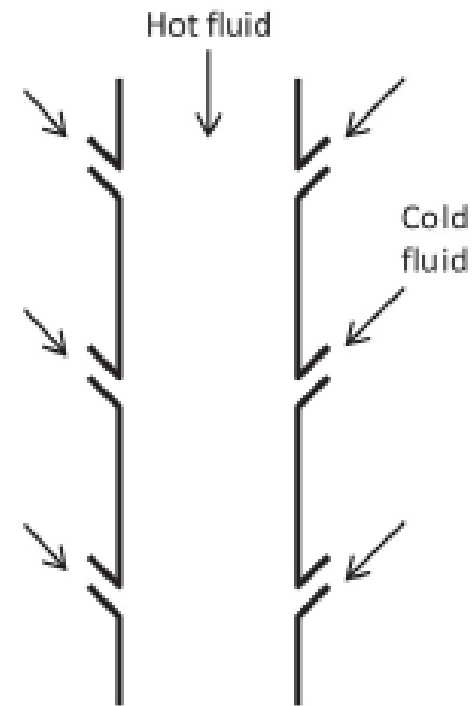
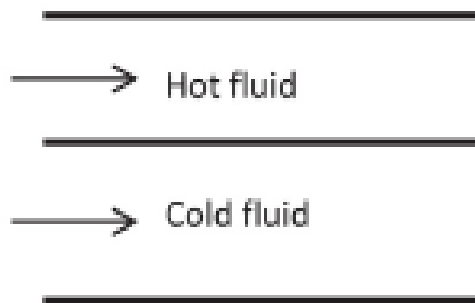
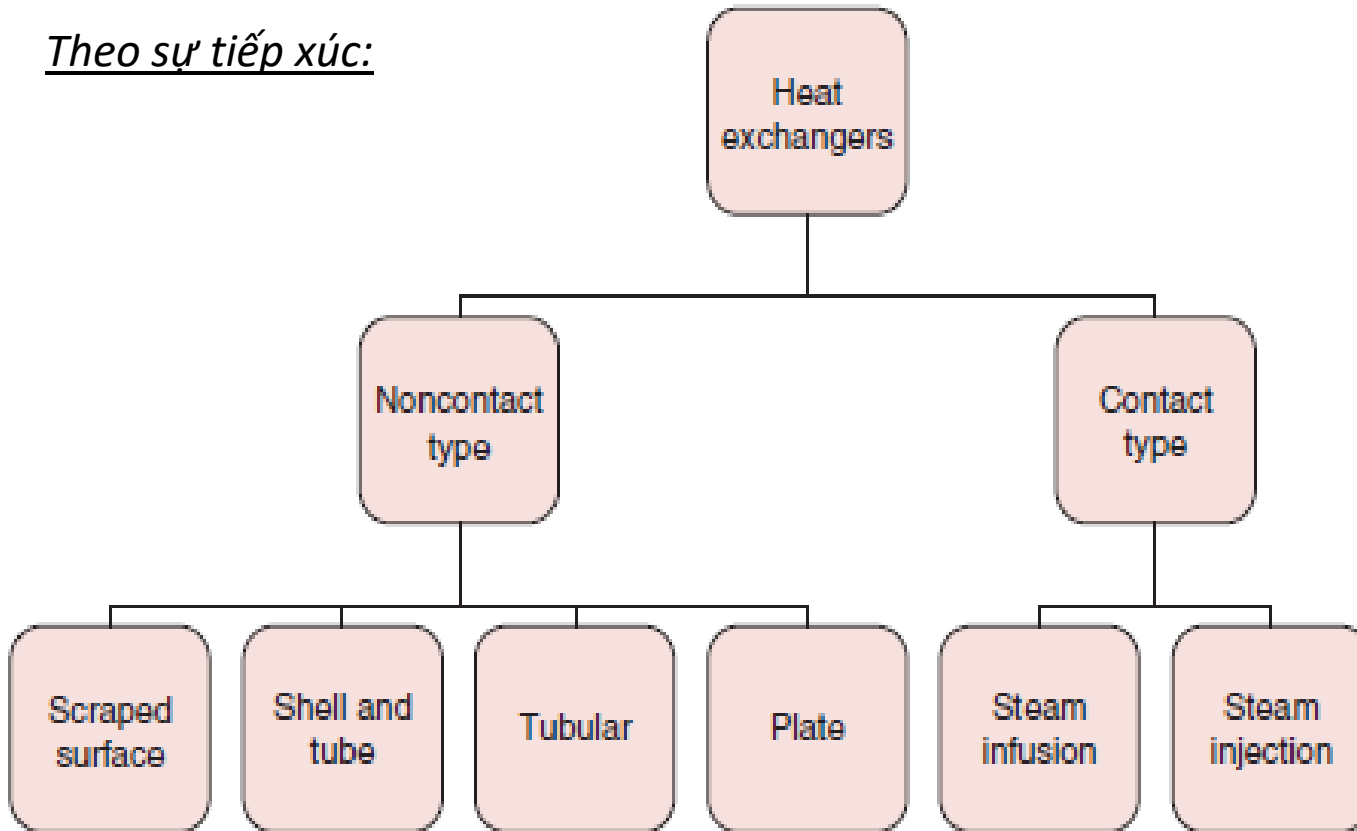


## Chương 4:

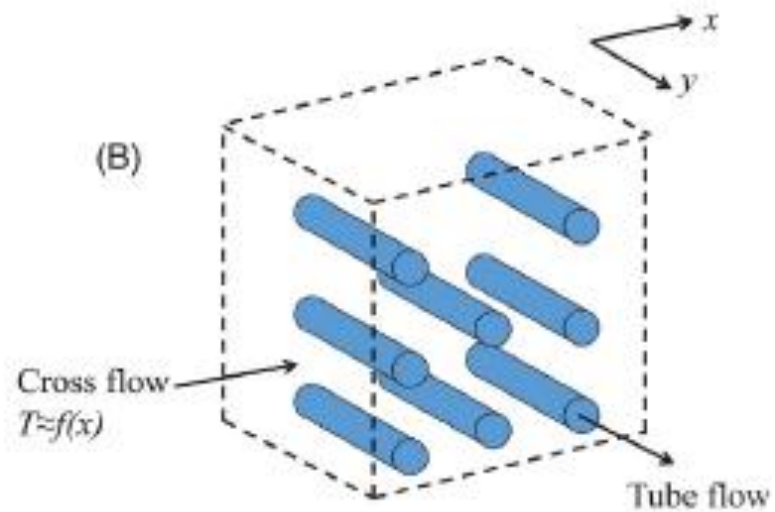
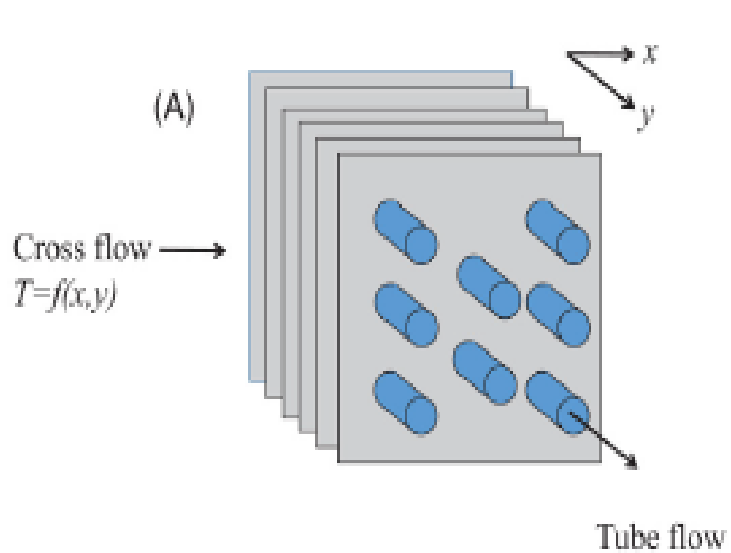
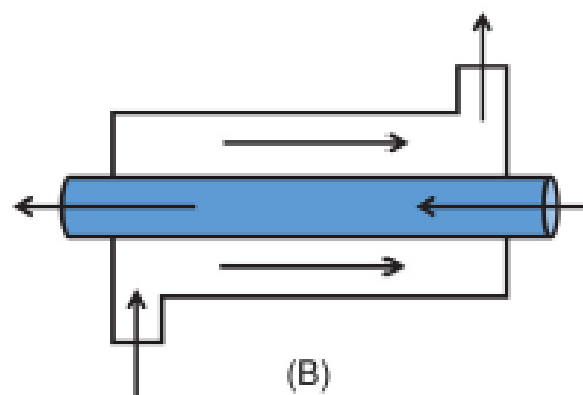
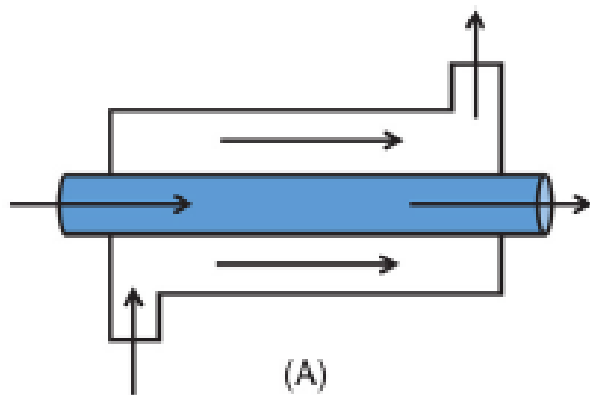
# THIẾT BỊ TRAO ĐỔI NHIỆT (HEAT EXCHANGERS)

## 4.1. Phân loại thiết bị truyền nhiệt

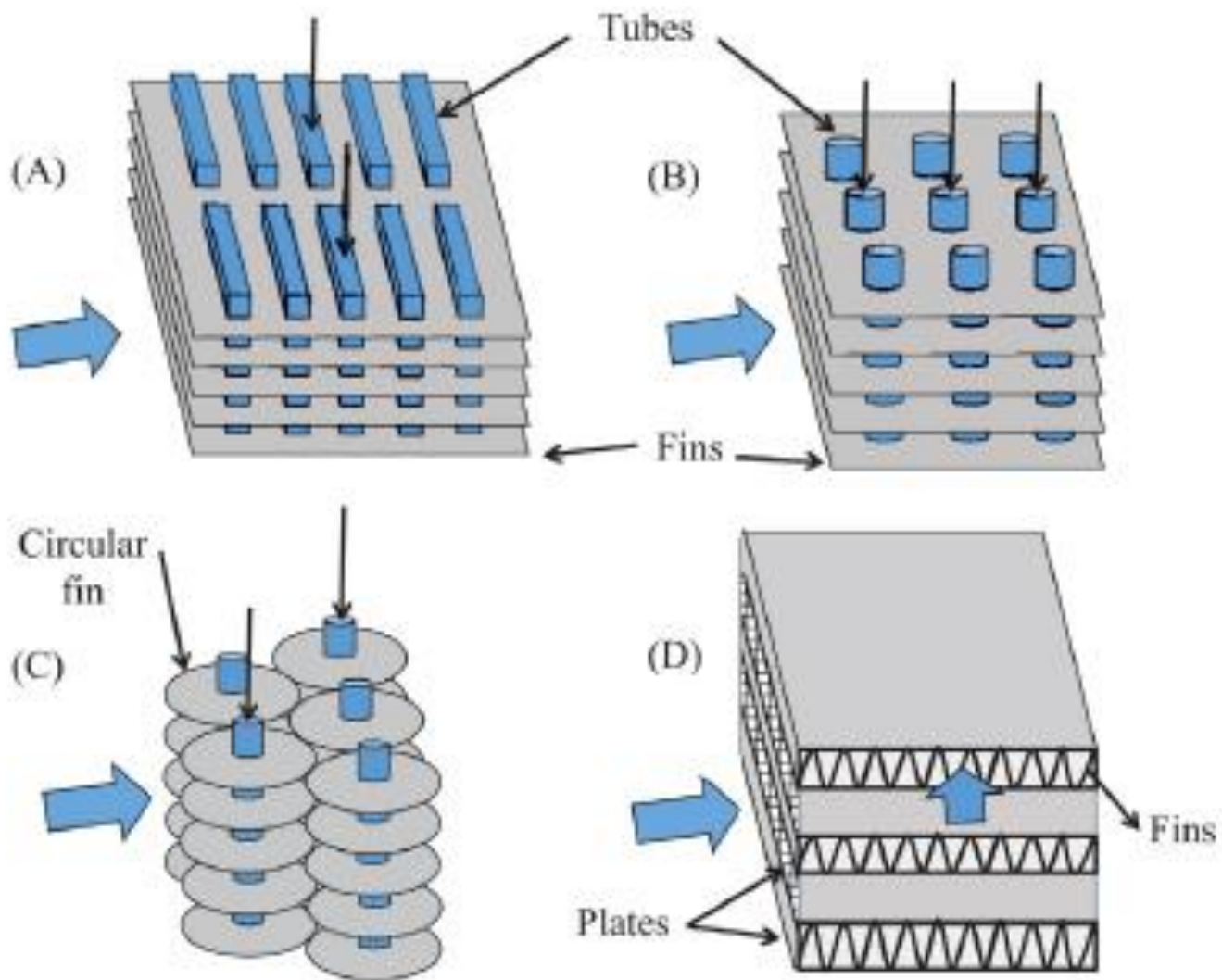
Theo sự tiếp xúc:



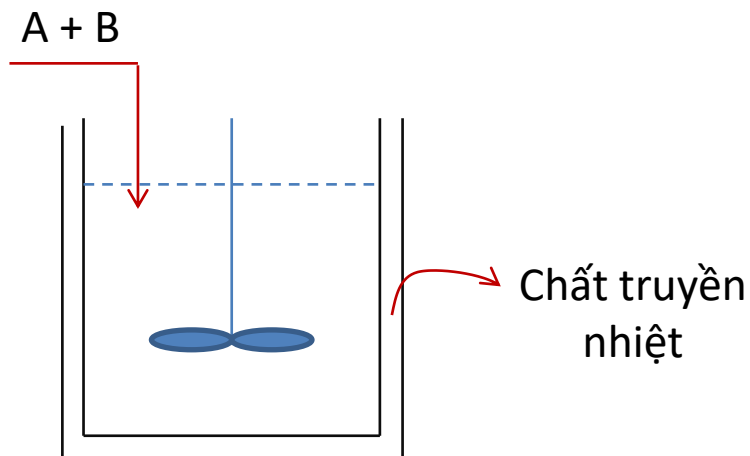
Theo chiều dòng lưu chất



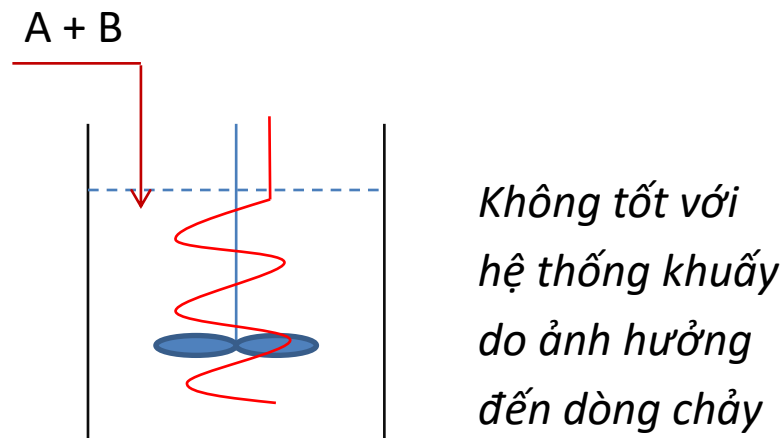
Theo cách sắp xếp ống truyền nhiệt



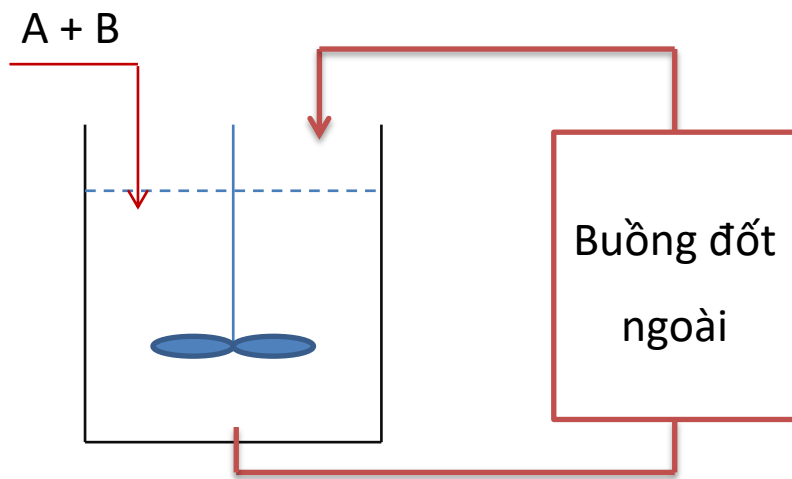
Theo cách bố trí hệ thống truyền nhiệt



Thiết bị ống vỏ

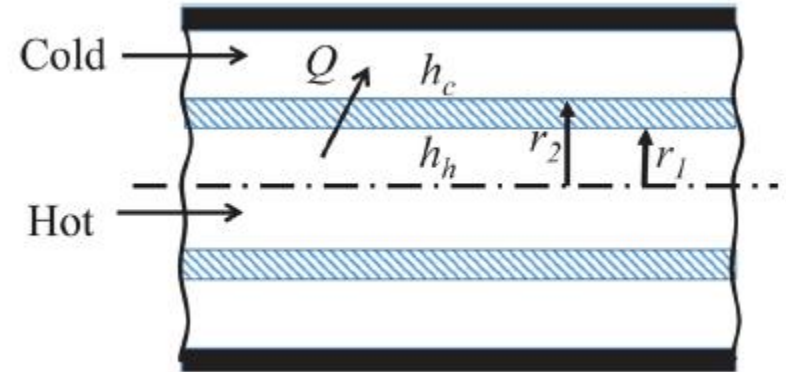


Truyền nhiệt ống xoắn

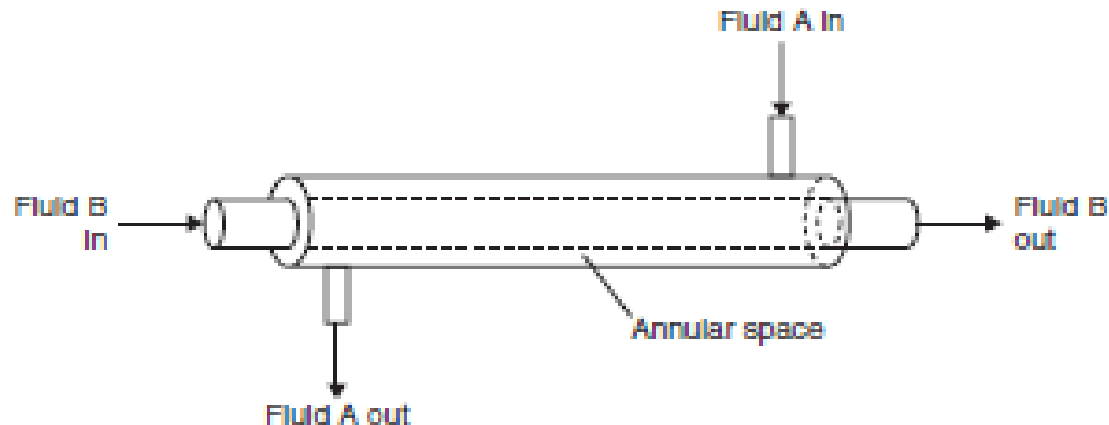


## 4.2. Tính toán thiết bị truyền nhiệt

### 4.2.1. Ống lồng ống



$$\dot{m}'_h \cdot c_{p,h} \cdot (T_{i,h} - T_{o,h}) = \dot{m}'_c \cdot c_{p,c} \cdot (T_{i,c} - T_{o,c}) = U \cdot A \cdot \Delta T_{mean}$$





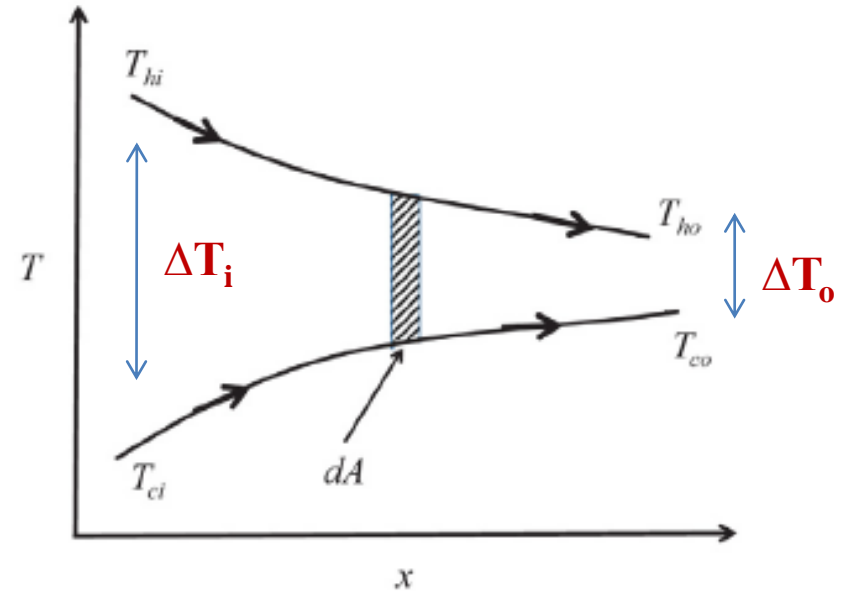
# Phương pháp LMTD (log temperature mean difference)

Hệ xuôi chiều (concurrent flow)

$$\Delta T = T_h - T_c$$

$$Q = U.A.\Delta T_{\log}$$

$$\Delta T_{\log} = \frac{\Delta T_i - \Delta T_o}{\ln \frac{\Delta T_i}{\Delta T_o}}$$

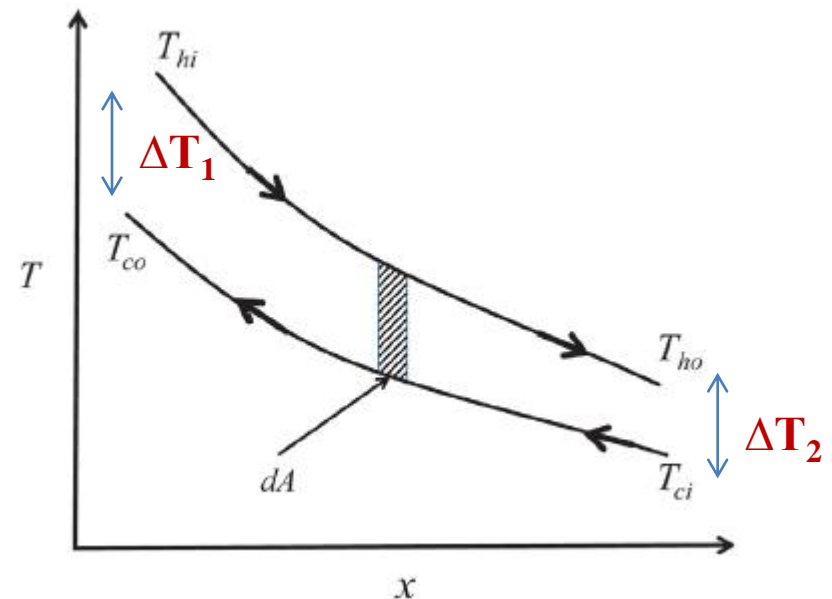


Hệ ngược chiều (counter flow)

$$\Delta T = T_h - T_c$$

$$Q = U.A.\Delta T_{\log}$$

$$\Delta T_{\log} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$



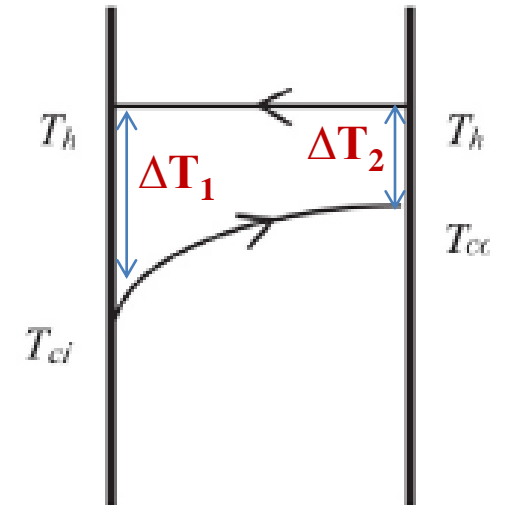
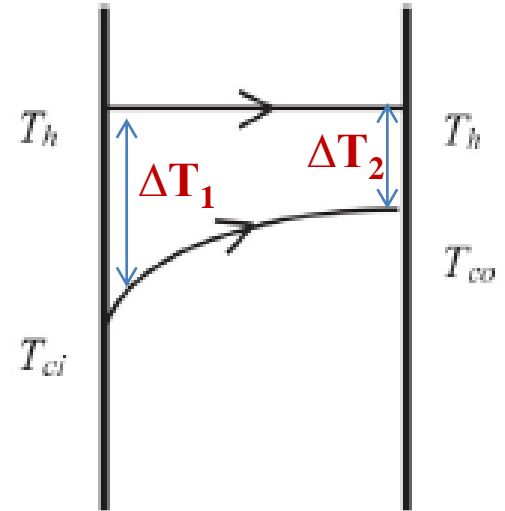
Quá trình ngưng tụ/bay hơi

$$\Delta T = T_h - T_c$$

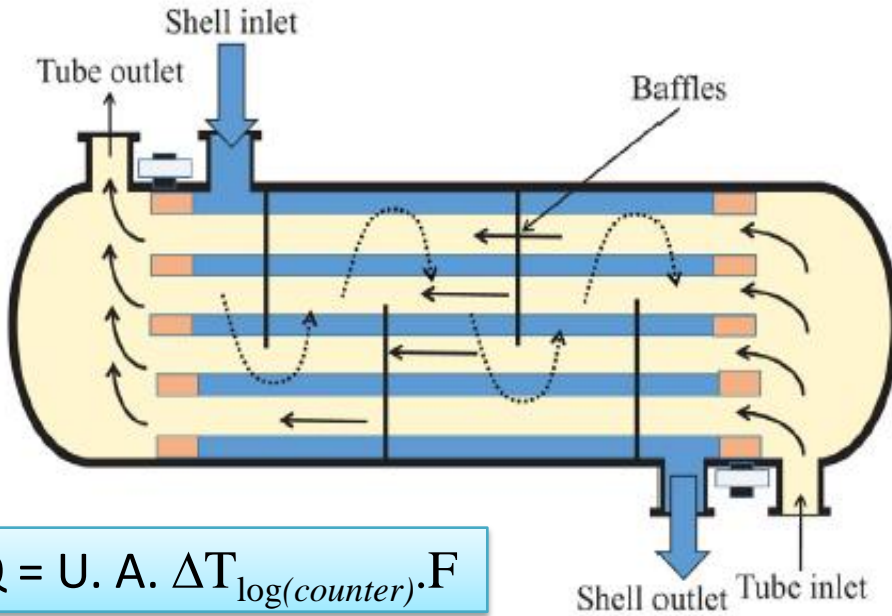
$$Q = U.A.\Delta T_{\log}$$

$$\Delta T_{\log} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

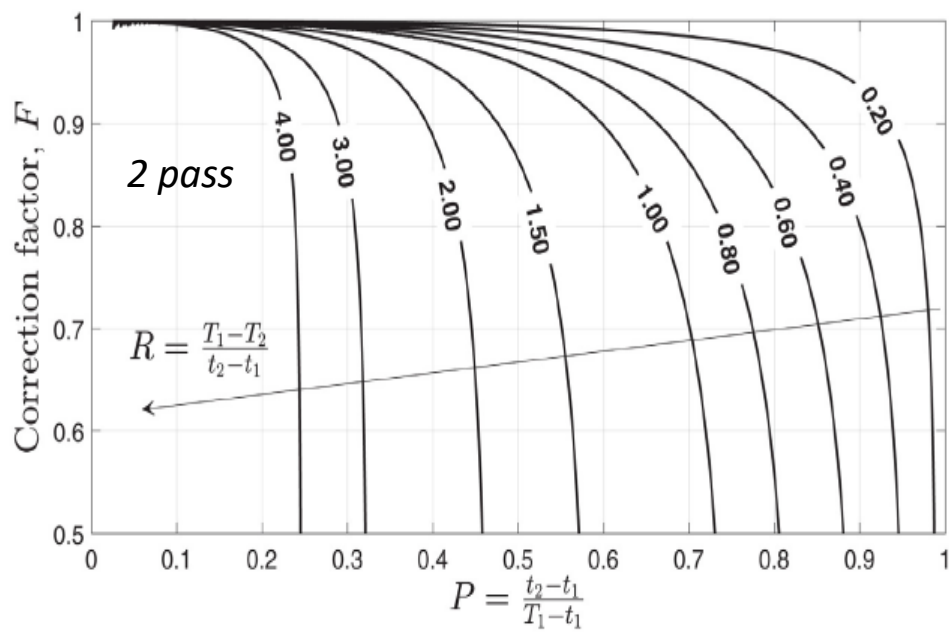
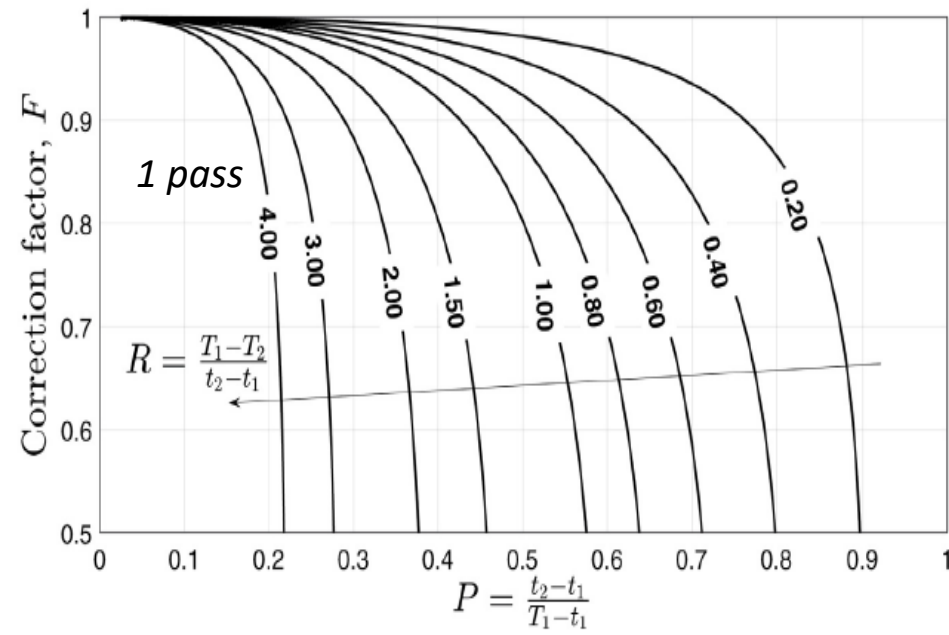
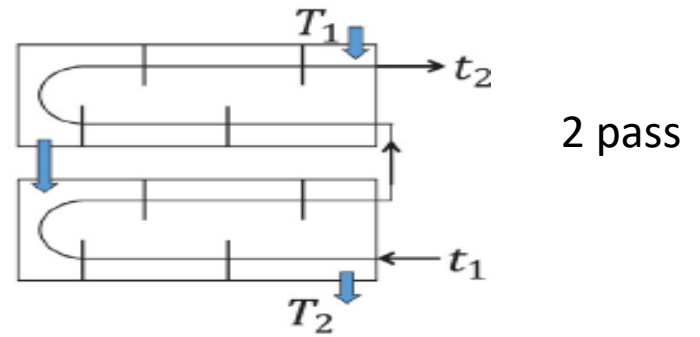
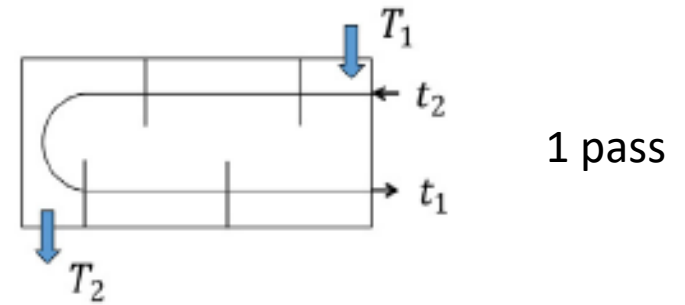
$$\Delta T_{\text{concurrent}} = \Delta T_{\text{counter}}$$



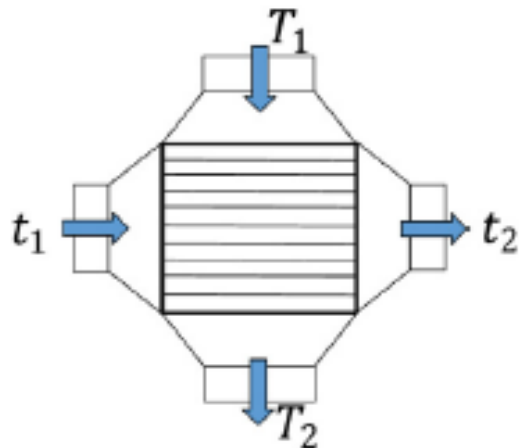
## 4.2.2. Thiết bị ống vỏ (shell & tube)



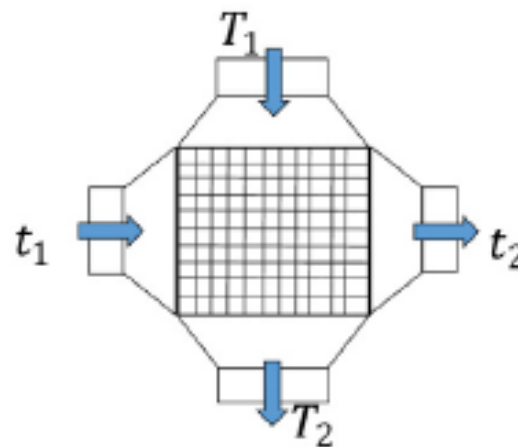
$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log(\text{counter})} \cdot F$$



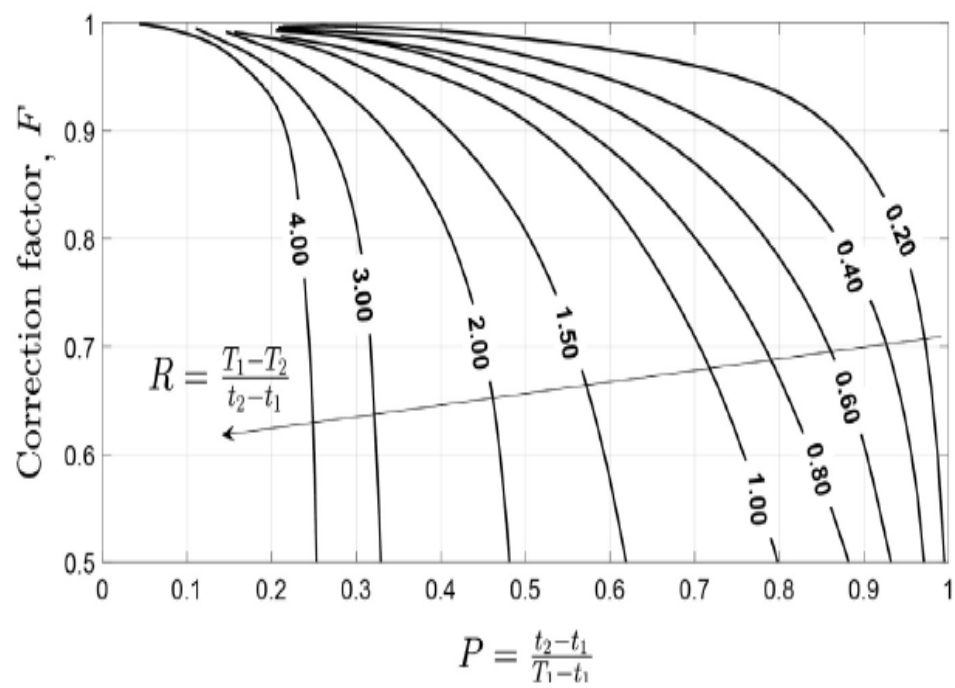
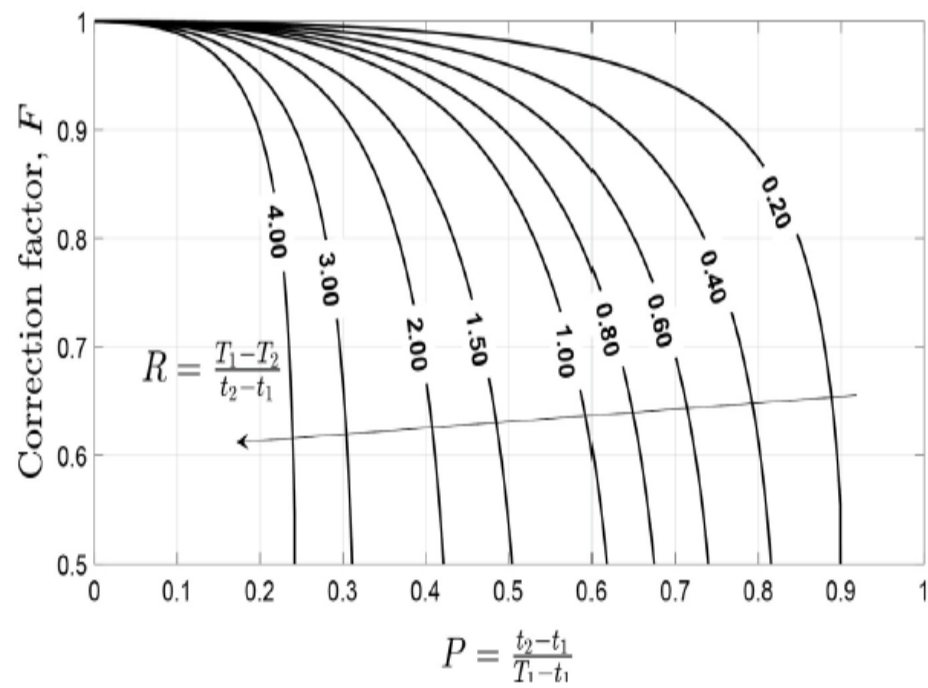
## Dòng chảy vuông góc (cross flow)



1 pha trong ống, 1 pha tự do



Cả 2 pha trong ống



## Đánh giá hiệu quả truyền nhiệt (phương pháp NTU)

Phương pháp LMTD chỉ có thể áp dụng khi biết ít nhất một nhiệt độ đầu ra của một trong 2 chất lỏng. Trong trường hợp kích thước của thiết bị truyền nhiệt có sẵn nhưng không có thông số nhiệt độ đầu ra của chất lỏng, phương pháp NTU thường được áp dụng.

$$\varepsilon = \frac{Q_{c,absorb}}{Q_{h,release}} = \frac{m_c \cdot c_{p,c} \cdot \Delta T_c}{m_h \cdot c_{p,h} \cdot \Delta T_h} = \frac{C_c}{C_h} \cdot \frac{\Delta T_c}{\Delta T_h}$$

$$NTU = \frac{U \cdot A}{C_{\min}}; C = \frac{C_c}{C_h}$$

NTU = số đơn vị truyền nhiệt

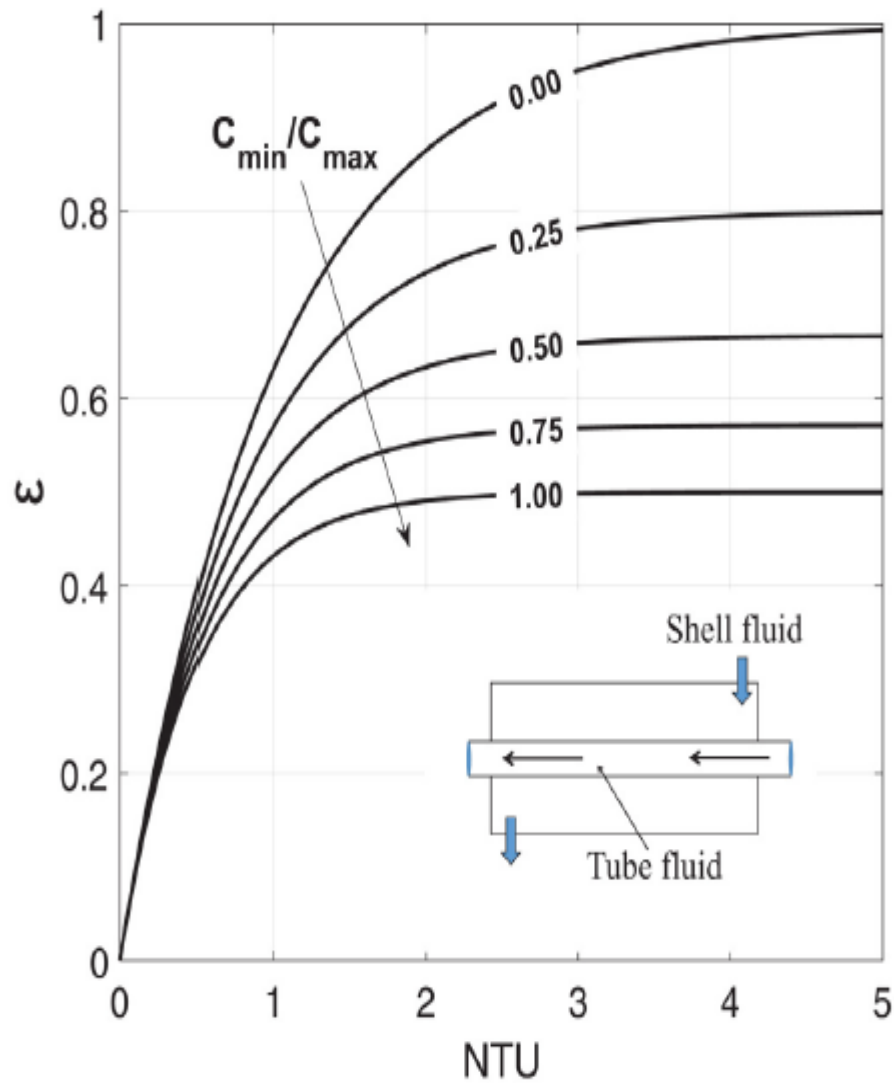
C: tỷ lệ đương lượng nước giữa dòng lạnh và dòng nóng (0 – 1)

$C_{\min}$ : C nhỏ hơn trong 2 giá trị  $C_c$  và  $C_h$

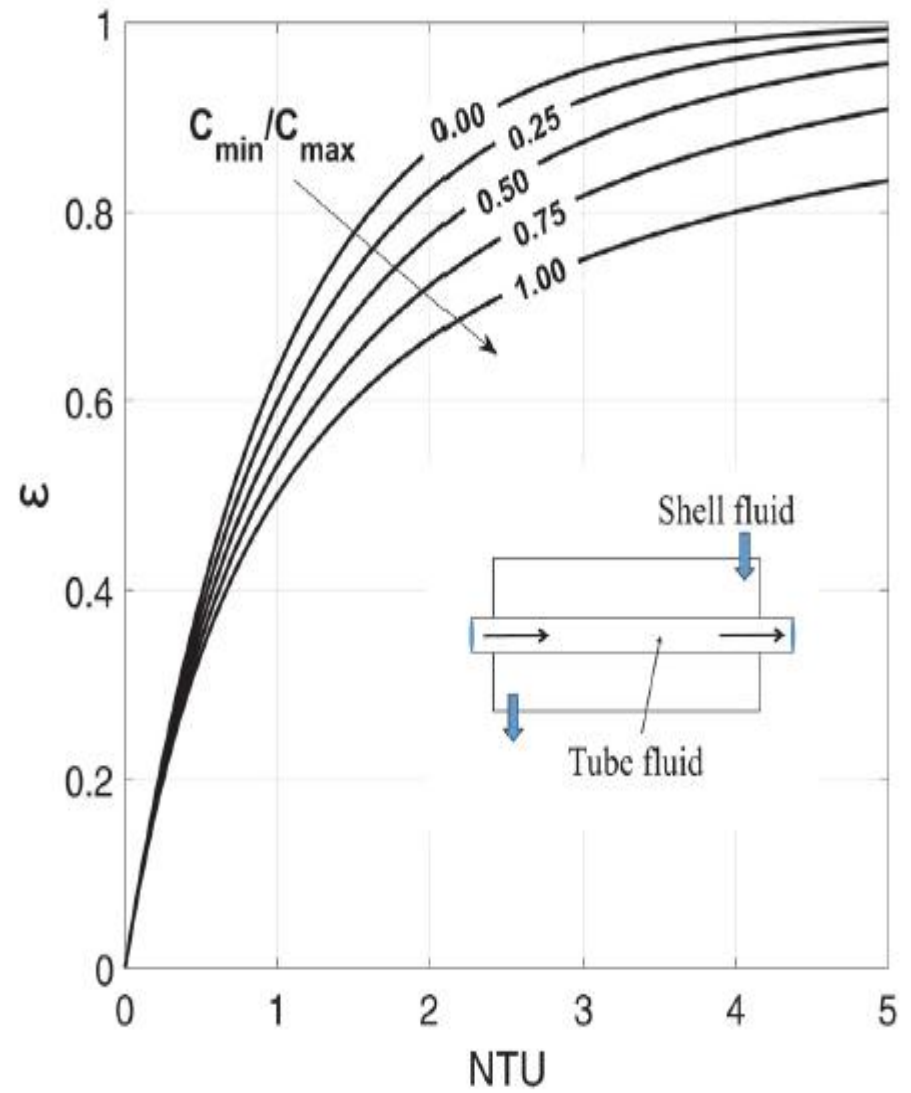
Type of Heat Exchanger	Effectiveness Relation
Double pipe Concurrent flow	$\varepsilon_E = \frac{1 - \exp[-NTU(1 + C^*)]}{1 + C^*}$
Double pipe Countercurrent flow	$\varepsilon_E = \frac{1 - \exp[-NTU(1 - C^*)]}{1 - C^* \exp[-NTU(1 - C^*)]}$
Shell and tube: One-shell pass 2, 4, 6... tube passes	$\varepsilon_E = \frac{2}{1 + C^* + \sqrt{1 + C^{*2}}} \frac{1 + \exp\left[-NTU\sqrt{1 + C^{*2}}\right]}{1 - \exp\left[-NTU\sqrt{1 + C^{*2}}\right]}$
Plate heat exchanger	$\varepsilon_E = \frac{\exp[(1 - C^*) \times NTU] - 1}{\exp[(1 - C^*) \times NTU] - C^*}$
All heat exchangers, $C^* = 0$	$\varepsilon_E = 1 - \exp(-NTU)$

Type of Heat Exchanger	NTU Relation
Double pipe Concurrent flow	$NTU = -\frac{\ln[1 - \varepsilon_E(1 + C^*)]}{1 + C^*}$
Double pipe Countercurrent flow	$NTU = \frac{1}{1 - C^*} \ln \left[ \frac{1 - C^* \varepsilon_E}{1 - \varepsilon_E} \right] \quad (C^* < 1)$ $NTU = \frac{\varepsilon_E}{1 - \varepsilon_E} \quad (C^* = 1)$
Shell and tube: One-shell pass 2, 4, 6... tube passes	$NTU = \frac{1}{\sqrt{1 + C^{*2}}} \ln \frac{2 - \varepsilon_E \left[ 1 + C^* - \sqrt{1 + C^{*2}} \right]}{2 - \varepsilon_E \left[ 1 + C^* + \sqrt{1 + C^{*2}} \right]}$
Plate heat exchanger	$NTU = \frac{\ln \left[ \frac{(1 - C^*)}{(1 - \varepsilon_E)} \right]}{(1 - C^*)}$
All heat exchangers, $C^* = 0$	$NTU = -\ln(1 - \varepsilon_E)$

## Ống lồng ống



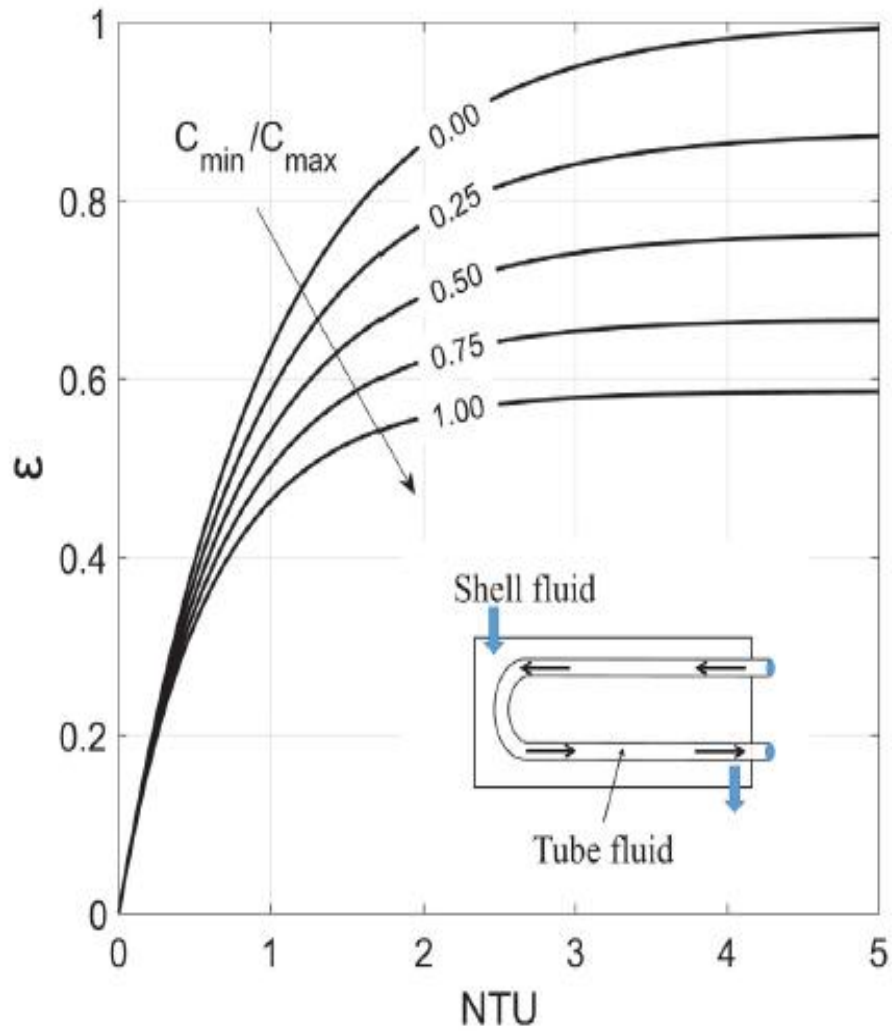
*Xuôi chiều*



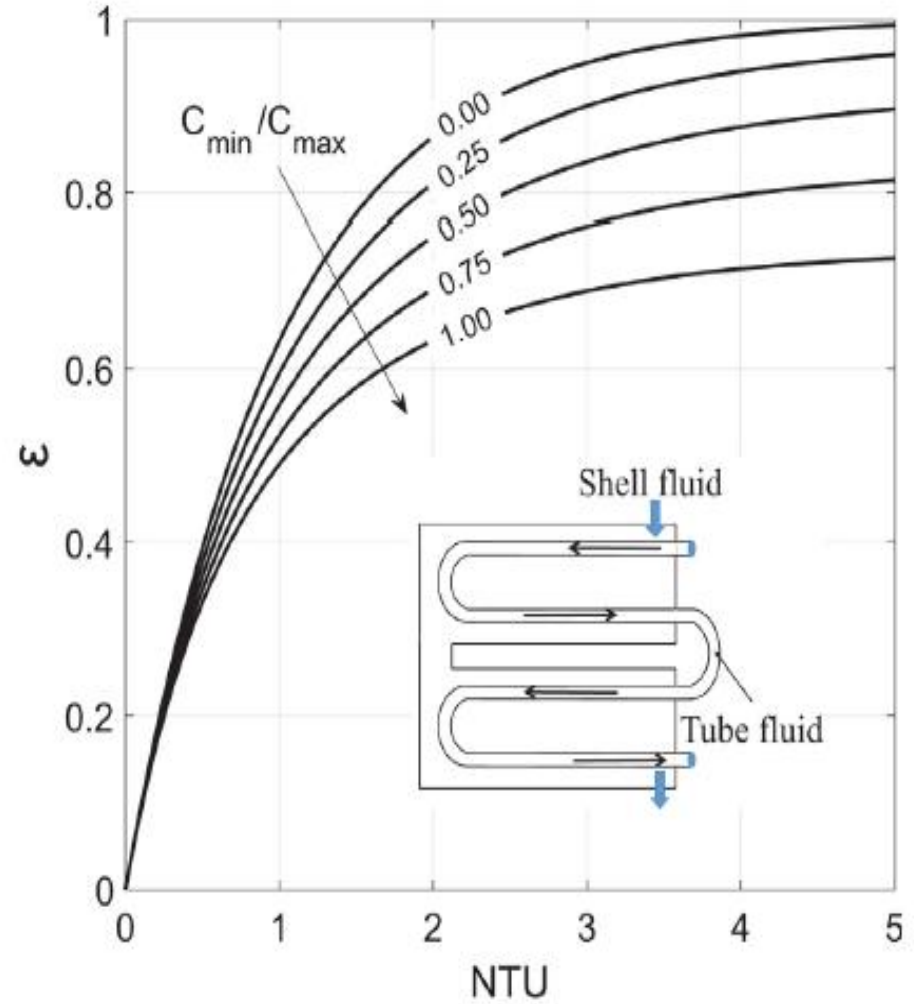
*Ngược chiều*



## Shell & tube

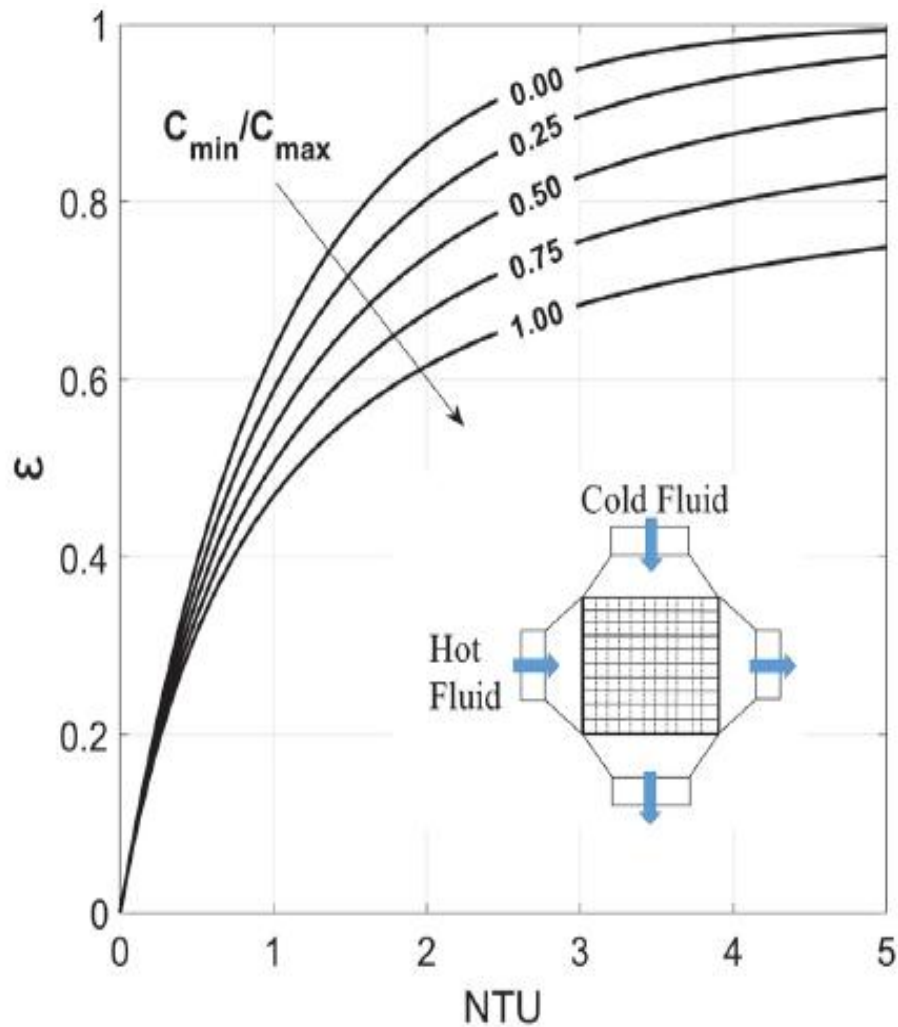


1 pass

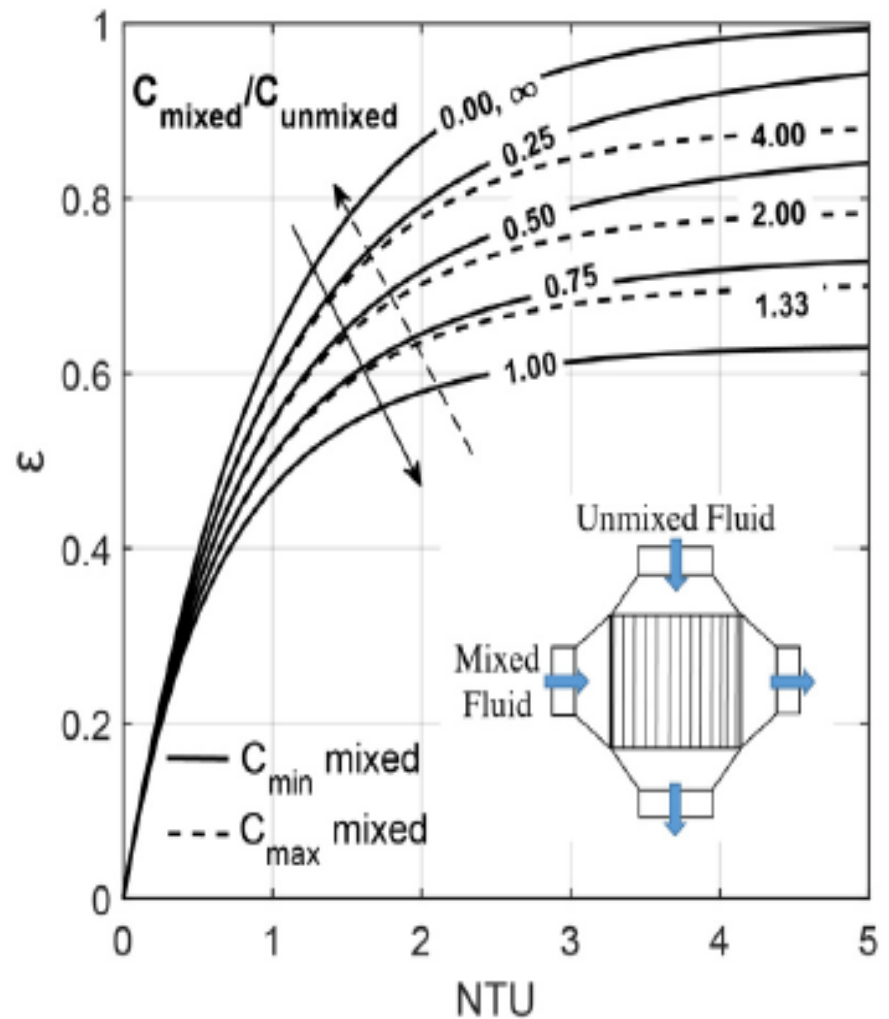


2 pass

## Cross flow



*1 pha trong ống, 1 pha tự do*



*Cả 2 pha trong ống*

## Bài tập áp dụng

Ví dụ 1: Một chất lỏng A có nhiệt dung riêng  $4 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$  chảy trong hệ ống lồng ống với lưu lượng  $0.5 \text{ kg/s}$ . Chất lỏng được làm nóng bằng nước  $90^\circ\text{C}$  (nhiệt dung riêng  $4.18 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$ ) chảy ngược chiều (counter) trong ống ngoài với lưu lượng  $1 \text{ kg/s}$ . Biết nhiệt độ đầu vào và đầu ra của chất lỏng A là  $20^\circ\text{C}$  và  $60^\circ\text{C}$ . Giả sử quá trình truyền nhiệt là ổn định.

- Hãy tính nhiệt độ đầu ra của nước và  $\Delta t_{\log}$
- Hãy tính chiều dài của ống truyền nhiệt (của chất lỏng A) nếu biết hệ số truyền nhiệt tổng quát là  $2000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$  và đường kính ống là  $5 \text{ cm}$ .
- Tính lại câu a và b nhưng giả sử nước chảy xuôi chiều.
- Giả sử không biết nhiệt độ đầu ra của chất lỏng A, hãy tính lại câu b bằng phương pháp NTU. Cho chiều dài ống truyền nhiệt là  $6.45 \text{ m}$

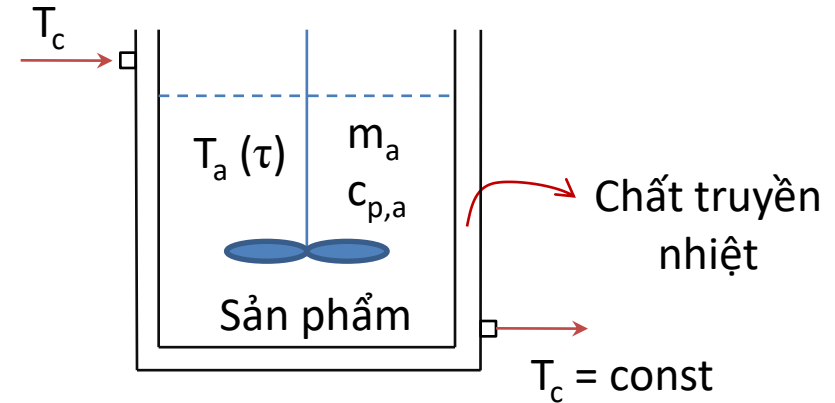
## 4.2.3. Buồng đốt

### Buồng đốt trong

$$Q = m_a \cdot c_{p,a} \cdot dT = U \cdot A \cdot (T_c - T_{a(\tau)}) \cdot d\tau$$

$$\int_{T_{a(0)}}^{T_{a(\tau)}} \frac{dT}{T_c - T_a} = \frac{U \cdot A}{m_a \cdot c_{p,a}} \int_0^\tau d\tau$$

$$\tau = \frac{m_a \cdot c_{p,a}}{U \cdot A} \cdot \ln \frac{T_c - T_{a(0)}}{T_c - T_{a(\tau)}} \quad (\tau: \text{thời gian gia nhiệt})$$

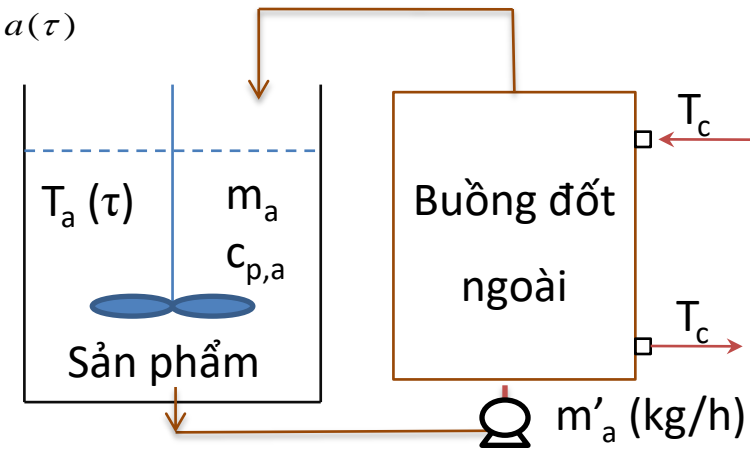


$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{\log} \cdot \tau$$

$$\Delta T_{\log} = \frac{(T_c - T_{a(0)}) - ((T_c - T_{a(\tau)}))}{\ln \frac{T_c - T_{a(0)}}{T_c - T_{a(\tau)}}} = \frac{T_{a(\tau)} - T_{a(0)}}{\ln \frac{T_c - T_{a(0)}}{T_c - T_{a(\tau)}}}$$

### Buồng đốt ngoài

$$\tau = \frac{m_a \cdot c_{p,a}}{m'_a \left(1 - e^{\left(\frac{-U \cdot A}{m'_a \cdot c_{p,a}}\right)}\right)} \cdot \ln \frac{T_c - T_{a(0)}}{T_c - T_{a(\tau)}}$$



## 4.2.4. Thiết bị frame-plate

- $b$ : khoảng cách giữa 2 plate
- $w$ : chiều rộng của plate
- Diện tích mặt cắt:  $A_c = b.w$
- Đường kính tương đương:  $De \approx 2b$
- $m'_H, m'_P$ : lưu lượng chất truyền nhiệt và sản phẩm (kg/s)
- $m'_{Hc}, m'_{Pc}$ : lưu lượng qua mỗi plate =  $(2m'/N+1)$

$$u_{Pc} = \frac{m'_{Pc}}{\rho_P \cdot A_c}; u_{Hc} = \frac{m'_{Pc}}{\rho_H \cdot A_c}$$

$$Re_P = \frac{u_{Pc} \cdot \rho_P \cdot D_e}{\mu_P}; Re_H = \frac{u_{Hc} \cdot \rho_H \cdot D_e}{\mu_H}$$



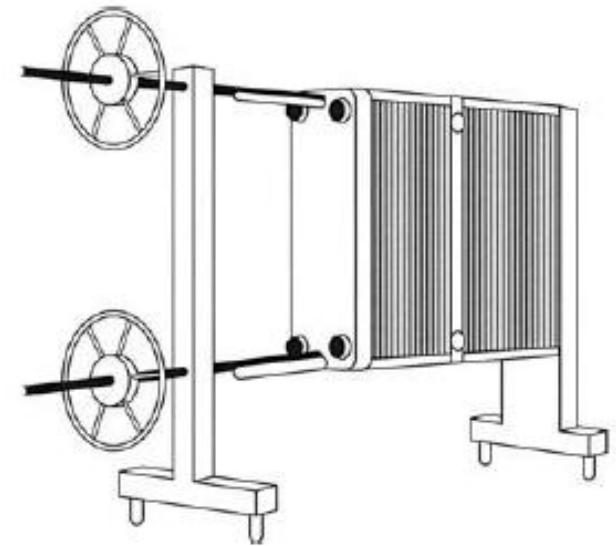
$$Nu = 0.4 Re^{0.64} Pr^{0.4}$$



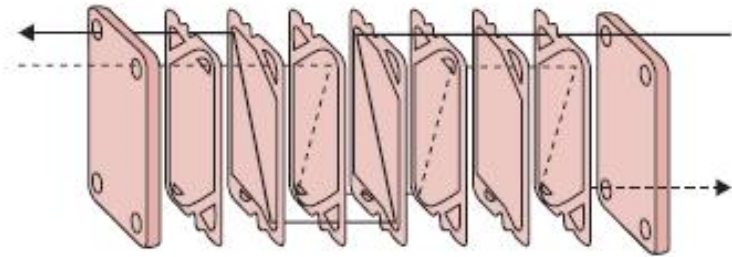
$$1/U = (1/h_p) + (1/h_c)$$



**NTU**

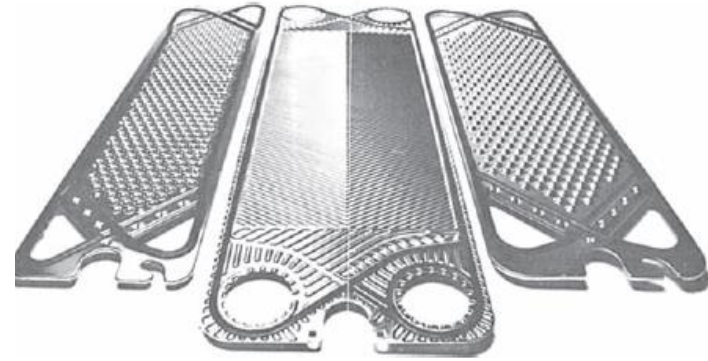
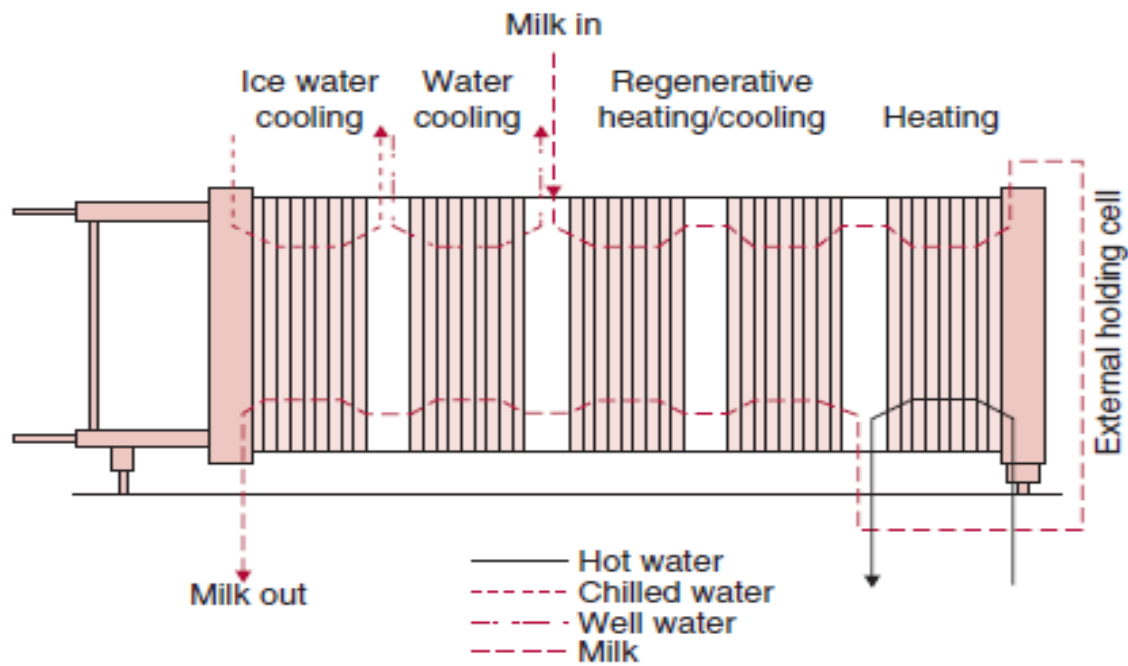


(a)

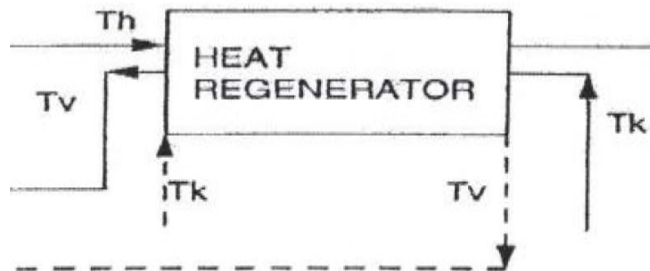


(b)

----- Product  
—— Media



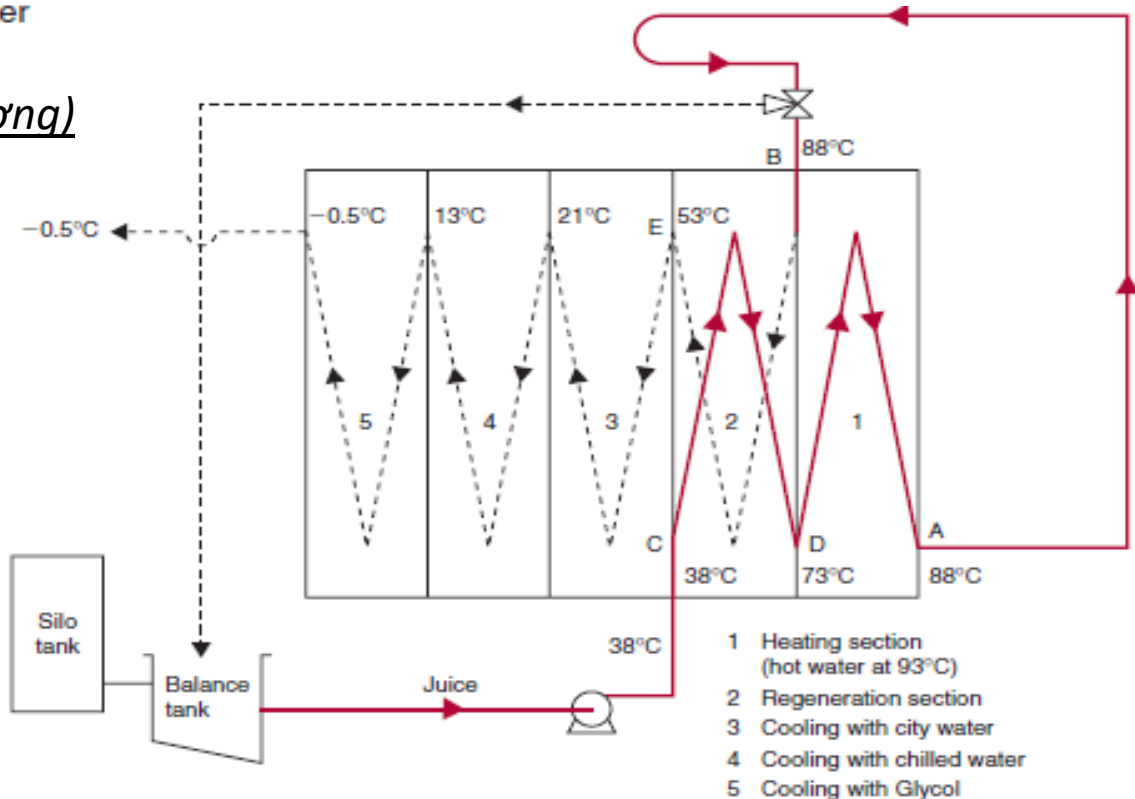
### Chu trình hồi nhiệt (tiết kiệm năng lượng)



$$\varepsilon = (T_v - T_k) / (T_h - T_k)$$

$T_h$ : dòng nóng

$T_k$ : dòng lạnh

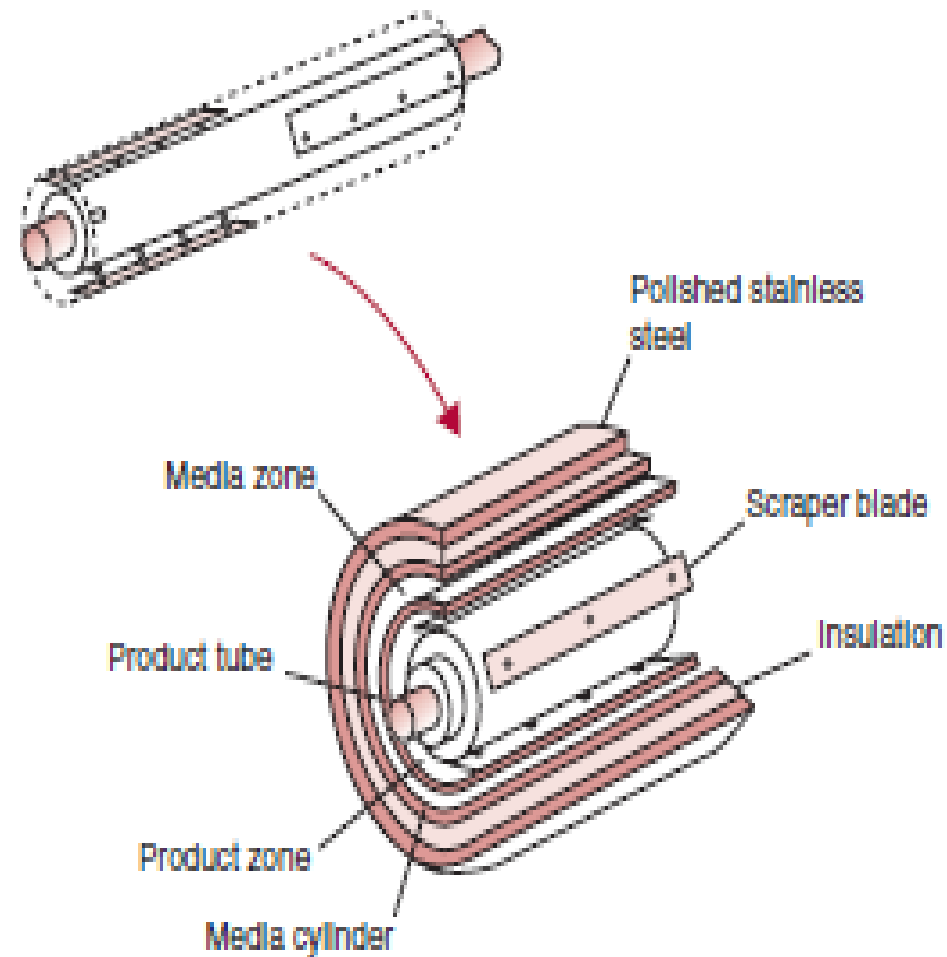
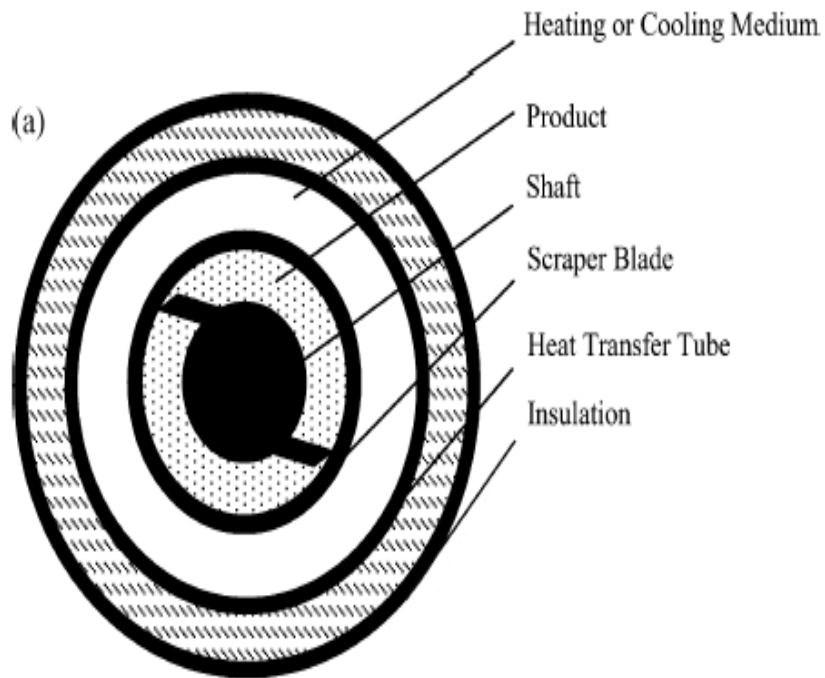


## Bài tập áp dụng

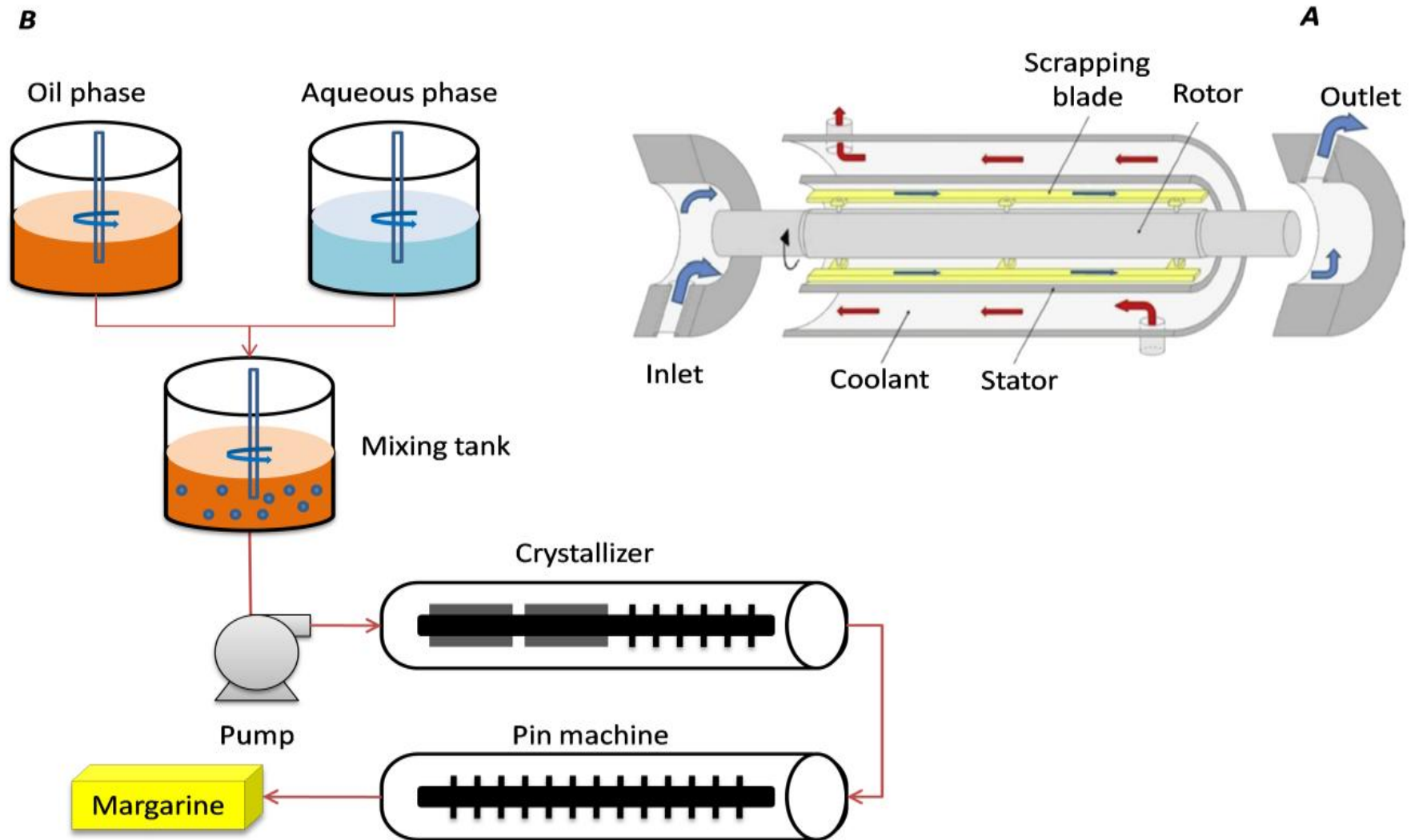
Ví dụ 2: Một thiết bị trao đổi nhiệt dạng khung bản gồm 51 plate (cao 1.2m, rộng 0.8m, khoảng cách giữa các plate là 4mm) được sử dụng để thanh trùng nước táo. Lưu lượng sản phẩm là 15kg/s và nhiệt độ ban đầu là 15°C. Nước ở 95°C được sử dụng làm chất truyền nhiệt với lưu lượng 15kg/s). Giả sử nước và nước táo có tính chất hóa lý giống nhau ( $\rho = 985.7 \text{ kg/m}^3$ ),  $c_p = 4179 \text{ J/kg.}^\circ\text{C}$ ,  $k = 0.652 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$ ,  $\mu = 509.946 \times 10^{-6} \text{ (N.s/m}^2\text{)}$ ,  $Pr = 3.27$ ).

Hãy tính nhiệt độ đầu ra của nước và nước táo.

#### 4.4.4. Scrapped surface heat exchanger







*Phương pháp penetration (Latinen, 1958): chất lỏng độ nhớt thấp*

$$Nu = 1.6 Re^{0.5} Pr^{0.5}$$

*Phương pháp Trommelen (1971):  $300 < Re < 3600$ ;  $119 < Pr < 2650$ ;  $700 < RePr < 8640$*

$$Nu = 1.13 (Re \cdot Pr)^{0.5} (1-f)$$

$$f = 2.78 (RePr + 200)^{-0.18}$$

*Phương pháp màng film (Juyal, 2016):*

$$h \text{ (W/m}^2\text{.K)} = 747.3 + 73.4N_b + 4.7S - 453.7W_b$$

- $N_b$ : Tổng số blade
- $S$ : Tốc độ rotor (rpm)
- $W_b$ : khối lượng blade =  $\rho_b \cdot A_c \cdot L$
- Mặt cắt blade  $A_c = 0.25\pi(y_1) + y_2 \cdot t$

