

2.2.2 伝熱装置

(1) 伝熱の基礎計算

物体間に温度差のある場合に熱の移動 (熱伝達) が起こるが、その機構は次の3つに分類される。

- ・伝導伝熱
- ・対流伝熱
- ・放射伝熱

実際の熱伝達は、これら3つの組み合わせの機構によって行われるので、計算を厳密に行うと極めて複雑になるが、近似または現象の単純化によって計算を簡略化できる場合が多い。以下、それぞれの機構による計算式について説明する。

a. 伝導伝熱

各部の温度が時間によって変化のない、つまり定常状態の場合について述べる。

1) 平面の場合

n 枚の平板が重なり合っているときこれらを貫通して伝わる熱量 Q は、

$$Q = A_0 \cdot \Delta t / \sum_{j=1}^n (l_j / \lambda_j) \quad (\text{kcal/h})$$

ここで、

A_0 : 伝熱の方向に直角な面の面積 (m²)

Δt : 低温～高温部の温度差 (°C)

l : 板の厚さ (m)

λ : 板の熱伝導度 (kcal/mh·°C)

$\sum (l_j / \lambda_j) = R$ とおき、 R を熱抵抗ということがある。

2) 円筒面の場合

平面の場合と同じ記号を使って、

$$Q = 2\pi \cdot \Delta t \cdot L / \sum_{j=1}^n \left\{ \frac{1}{\lambda_j} \ln (r_{j+1}/r_j) \right\} \quad (\text{kcal/h})$$

ここで、

L : 円筒の長さ (m)

r_j, r_{j+1} : 第 j 層 (内側から) の板の内径と外径 (m)

b. 対流伝熱

流体の仕様、流動条件、物体の形状、流体の相変化の様相等の諸条件が関係し、それぞれ個別に理論式や実験式が作られている。

1) 流体が空気で自然対流の場合の平均伝熱係数 a_m

① 平面板の場合

・ 下面からの放熱

$$a_m = 1.13 (\Delta t/l)^{1/4} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C})$$

$$3 \times 10^5 \times < Gr \cdot Pr < 3 \times 10^{10}$$

注) Table 2.2 参照

ここで、

Δt : 温度差 ($^\circ\text{C}$)

l : 平面の代表長 (m)

Gr : Grashofnumber

Pr : Prandtlnumber

・ 上面からの放熱

$$a_m = 2.27 (\Delta t/l)^{1/4} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad 10^5 < Gr \cdot Pr < 2 \times 10^7$$

$$a_m = 0.831 (\Delta t)^{1/3} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad 2 \times 10^7 < Gr \cdot Pr < 3 \times 10^{10}$$

・ 垂直面からの放熱

$$a_m = 1.22 (\Delta t/H)^{1/4} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad 10^4 < Gr \cdot Pr < 10^9$$

$$a_m = 1.13 (\Delta t)^{1/3} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad 10^9 < Gr \cdot Pr < 10^{12}$$

ここで、

H : 垂直面の高さ

このほかに、更に簡略な次の値も用いられる。

・下面

$$a_m = 1.5 \Delta t^{1/4}$$

・上面

$$a_m = 2.8 \Delta t^{1/4}$$

・垂直面

$$a_m = 2.2 \Delta t^{1/4}$$

② 水平管の場合

$$a_m = 1.14 (\Delta t/D)^{1/4} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad 10^4 < \text{Gr} \cdot \text{Pr} < 10^9$$

$$a_m = 1.07 (\Delta t)^{1/3} \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad 10^9 < \text{Gr} \cdot \text{Pr} < 10^{12}$$

$$a_m = 0.4 (\lambda D)$$

$$(D \text{ が小さいとき}) \quad (\text{kcal/m}^2\text{h}\cdot^\circ\text{C}) \quad \text{Gr} \cdot \text{Pr} < 10^{-5}$$

ここで、

D : 管の外径 (m)

Table 2.2 Dimensionless Terms Related to Heat Transfer

| Name | Equation | Abbreviation |
|-----------------|--------------------------|--------------|
| Nusselt number | $\alpha D/k$ | Nu |
| Reynolds number | $D\bar{u}/\nu$ | Re |
| Prandtl number | $C_p\mu/\lambda$ | Pr |
| Grashof number | $(D^3g/\nu^2) (\beta t)$ | Gr |

Note: C_p : Specific heat at constant pressure

D : Diameter or representative length

Δt : Temperature difference

\bar{u} : Average velocity of flow

g : Gravitational acceleration

λ : Heat conductivity

μ : Viscosity ρ : Density $\nu = \mu/\rho$: Kinetic viscosity

β : Coefficient of thermal expansion

2) 強制対流の場合の伝熱係数 a

① 管内伝熱係数

$$aD/\lambda = 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{1/3} (\eta/\eta_w)^{0.14}$$

ここで、

D : 管内径 (m)

η : 流体の粘度

η_w : 管壁温度での流体の粘度

② 管外伝熱係数

$$aD/\lambda = C \cdot (Re)^m \times 1.11 \cdot (Pr)^{0.31}$$

ここで、

D : 管外径 (m)

C と m は Re の値により以下のとおりである。

| Re | C | m |
|------------------------------------|--------|-------|
| $4 \times 10^{-1} \sim 4$ | 0.891 | 0.330 |
| $4 \sim 4 \times 10$ | 0.821 | 0.385 |
| $4 \times 10 \sim 4 \times 10^3$ | 0.615 | 0.466 |
| $4 \times 10^3 \sim 4 \times 10^4$ | 0.174 | 0.618 |
| $4 \times 10^4 \sim 4 \times 10^5$ | 0.0239 | 0.805 |

c. 放射伝熱

温度 T (K) の物体から周囲へ放射される熱量 Q は、次式で表される。

$$Q = 4.88 \varepsilon \cdot A \cdot (T/100)^4 \quad (\text{kcal/h})$$

ここで、

ε : 物体の輻射率

A : 物体の表面積 (m²)

2 つの温度の異なる物体 (1, 2) 間で授受される熱量 Q は、次式で表される。

$$Q = A_1 F_{12} \left(\frac{4.88}{\frac{1}{\varepsilon_1} + \frac{1}{\varepsilon_2} - 1} \right) \{ (T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \} \quad (\text{kcal/h})$$

ここで、

A_1 : 物体 1 の輻射面積 (m²)
 F_{12} : 物体の相対的位置で決まる係数 (形態係数)
 T_1, T_2 : それぞれの温度 (K)

$\varepsilon_1, \varepsilon_2$: それぞれの輻射率

広い空間への輻射熱は前述の式を使って、次式で近似できる。

$$Q = A \cdot 4.88 \cdot \varepsilon \{ (T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \} \quad (\text{kcal/h})$$

T_1, T_2 : それぞれ物体および大気温度 (K)

d. 3 種の伝熱機構の複合により構成される熱伝熱の計算例

平面状の機器の下面からの大気への放射熱を例にとって説明する。

放熱量 $Q =$ 器壁の伝導伝熱量 $Q_k =$ 対流伝熱量 $Q_c +$ 放射伝熱量 Q_r (1)

機器の内部、表面および大気温度をそれぞれ t_i (°C)、 t_w (°C)、 t_0 (°C) とすれば、

$$Q_k = A \cdot (t_i - t_w) / \sum_{j=1}^n (l_j / j) \dots\dots\dots (2)$$

$$Q_c = 1.13 \frac{(t_w - t_0)^{1/4}}{1} \cdot A \cdot (t_w - t_0) \dots\dots\dots (3)$$

$$Q_r = 4.88 \cdot \varepsilon \left\{ \left(\frac{t_w + 273}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_0 + 273}{100} \right)^4 \right\} \cdot A \dots\dots\dots (4)$$

(2) ~ (4) 式を (1) 式に代入して得られる方程式を解いて t_w を求めれば、放熱量が計算できる。

(2) 熱交換器の伝熱計算

a. 総括伝熱係数

内外に流体が流れている単管についての伝熱係数は、管壁とこれに付着した汚れの熱抵抗と内外の対流伝熱係数の合成によって、次式のような外径を基準とした総括伝熱係数 U_0 で表される。

$$1/U_0 = (1/h_i)(D_i/D_0) + 1/h_0 + (x/\lambda)(D_0/D_m) + R_i(D_i/D_0) + R_0$$

ここで、

h_i : 管内対流伝熱係数
 h_0 : 管外対流伝熱係数
 D_i : 管内径

| | |
|-----------|-----------|
| D_o | : 管外径 |
| D_m | : 管平均径 |
| x | : 管壁厚さ |
| λ | : 管壁の熱伝導率 |
| R_i | : 管内汚れ係数 |
| R_o | : 管外汚れ係数 |

汚れ係数は流体の種類、温度、流速および掃除の程度によって左右されるので、一般的に論ずることは難しい。参考として、Table 2.3 に各種汚れ係数の例を示す。

Table 2.3 Fouling Factor ($m^2h\cdot c/kcal$)

(a) Fouling factor for water

| Temperature of high temperature fluid ($^{\circ}C$) | Up to 115 | | 115 to 205 | |
|---|-------------|------------|-------------|------------|
| Water temperature ($^{\circ}C$) | 52 or below | | 52 or above | |
| Velocity of flow of water (m/sec) | 1 or below | 1 or above | 1 or below | 1 or above |
| Sea water | 0.0001 | 0.0001 | 0.0002 | 0.0002 |
| Service water, well water, cooling tower water, large lake, engine jacket, softened boiler feed water | 0.0002 | 0.0002 | 0.0004 | 0.0004 |
| Distilled water | 0.0001 | 0.0001 | 0.0001 | 0.0001 |
| Hard water (15 grains/gal or more) | 0.0006 | 0.0006 | 0.001 | 0.001 |
| River water (average) | 0.0006 | 0.0004 | 0.0008 | 0.0006 |

(b) Fouling factor for various fluids

| Oil | | Gas, vapor | | Liquid | |
|-----------------------|--------|---------------------------|--------|-----------------------|--------|
| Fuel oil | 0.001 | Organic matter vapor | 0.0001 | | |
| Machine oil | | Steam (containing no oil) | 0.0001 | Organic matter liquid | |
| Transformer oil | 0.0002 | Alcohol vapor | | Refrigerant liquid | 0.0002 |
| Clean circulating oil | | Steam (containing oil) | 0.0002 | Brine (for cooling) | |
| Quenching oil | 0.0008 | Refrigerant vapor | 0.0004 | | |
| Vegetable oil | 0.0006 | Air | | | |

熱交換器の掃除の程度と頻度の伝熱に及ぼす影響は大きく、熱交換器の保守は省エネルギーの面に大きな影響を持っている。

次に、多管式熱交換器では総括伝熱係数は、単管として計算した値をそのまま使用することができず、若干変形した別の式があり、かつ補正が必要である。補正は管の配置、配列数や流れ方向等によって決められるため複

雑であり、ここでは説明を省き、総括伝熱係数の実例を Table 2.4 に示す。

b. 平均温度

熱交換器における伝熱量 Q は、

$$Q = A_0 \cdot U_0 \cdot \Delta t_m \dots\dots\dots (1)$$

で表される。ここで A_0 は外径基準の伝熱面積、 Δt_m は両流体間の平均的溫度差である。両流体間の溫度差 Δt は、熱交換器内の場所ごとに異なった値を持っていることが多い。

Table 2.4 Overall Coefficient of Heat Transfer of Multi-tube Heat Exchangers

| Service condition | High temperature fluid | Low temperature fluid | Overall coefficient of heat transfer (kcal/m ² ·hr·°C) |
|-------------------|---|---|---|
| Cooler | Water | Water | 1,200~2,500 * ¹ |
| | Methanol | " | 1,200~2,500 * ¹ |
| | Ammonia | " | 1,200~2,500 * ¹ |
| | Water solution | " | 1,200~2,500 * ¹ |
| | Organic matter viscosity 0.5cP or below* ⁴ | " | 350~ 750 |
| | Organic matter viscosity 0.5 to 1.0cP* ⁵ | " | 250~ 600 |
| | Organic matter viscosity 1.0cP or below* ⁴ | " | 25~ 400 * ² |
| | Gas | " | 16~ 250 * ³ |
| Heater | Water | Brine | 500~1,000 |
| | Organic matter viscosity 0.5cP or below* ⁴ | Brine | 200~ 500 |
| | Steam | Water | 1,000~3,500 * ¹ |
| | " | Methanol | 1,000~3,500 * ¹ |
| | " | Ammonia | 1,000~3,500 * ¹ |
| | " | Water solution viscosity 2.0cP or below | 1,000~3,500 |
| | " | Water solution viscosity 2.0cP or above | 500~2,500 * ¹ |
| | " | Organic matter viscosity 0.5cP or below | 500~1,000 |
| Heat exchanger | " | Organic matter viscosity 0.5 to 1.0cP* ⁵ | 250~ 500 |
| | " | Organic matter viscosity 1.0cP or above | 30~ 300 |
| | " | Gas | 25~ 250 * ³ |
| | Water | Water | 1,200~2,500 * ¹ |
| | Water solution | Water solution | 1,200~2,500 * ¹ |
| | Organic matter viscosity 0.5cP or below* ⁴ | Organic matter viscosity 0.5cP or below* ⁴ | 200~ 400 |
| | Organic matter viscosity 0.5 to 1.0cP* ⁵ | Organic matter viscosity 0.5 to 1.0cP* ⁵ | 100~ 300 |
| | Organic matter viscosity 1.0cP or above* ⁶ | Organic matter viscosity 1.0cP or above* ⁶ | 50~ 200 |
| Heat exchanger | Organic matter viscosity 1.0cP or above* ⁶ | Organic matter viscosity 0.5cP or below* ⁴ | 150~ 300 |
| | Organic matter viscosity 0.5cP or below* ⁴ | Organic matter viscosity 1.0cP or above* ⁶ | 50~ 200 |

Note 1: Overall coefficients of heat transfer shown on the above table are, with the exception of *1, *2 and *3, based on when the fouling factor and the allowable pressure loss on the controlling fluid side are assumed to be 0.0006 m²·hr·°C/kcal and 0.35 to 0.7 kg/cm² respectively.

Note 2: *1 to *6 on the above table are as follows:

- *1. When fouling factor is 0.0002 m²·hr·°C/kcal.
- *2. When pressure loss is 1.4 to 2.1 kg/cm².
- *3. Greatly varies with service pressure of the gas.
- *4. Organic matters such as benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, naphtha, etc.
- *5. Organic matters such as kerosene, hot gas oil, heat medium oil, a kind of crude oil, etc.
- *6. Organic matters such as chilled gas oil, fuel oil, crude oil, tar, asphalt, etc.

高温、低温流体ともそれぞれ 1 回通過型熱交換について A_0 と Δt を変数とした熱収支上の微分方程式を解くと、

$$Q = A_0 \cdot U_0 \cdot (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \dots \dots \dots (2)$$

なる関係が得られる。ここで、 Δt の添字はそれぞれ熱交換器の入口と出口を示す。

(1)式と (2)式から等置すると、

$$\Delta t_{lm} = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \dots \dots \dots (3)$$

となり、これを対数平均温度差 (Δt_{lm}) という。実際に使用されている熱交換器では、流体の流路は Figure 2.9 に示すように複雑なものが多く、(3)式により算出される温度差値がそのまま使えず、補正が必要である。

補正係数を F_T として平均温度差 Δt_m は、

$$\Delta t_m = F_T \cdot \Delta t_{lm} = F_T \cdot (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \dots \dots \dots (4)$$

によって計算する。

各流路の形態による F_T 値を、Figure 2.10 に示す。

Figure 2.9 Shell/Tube Type Heat Exchanger

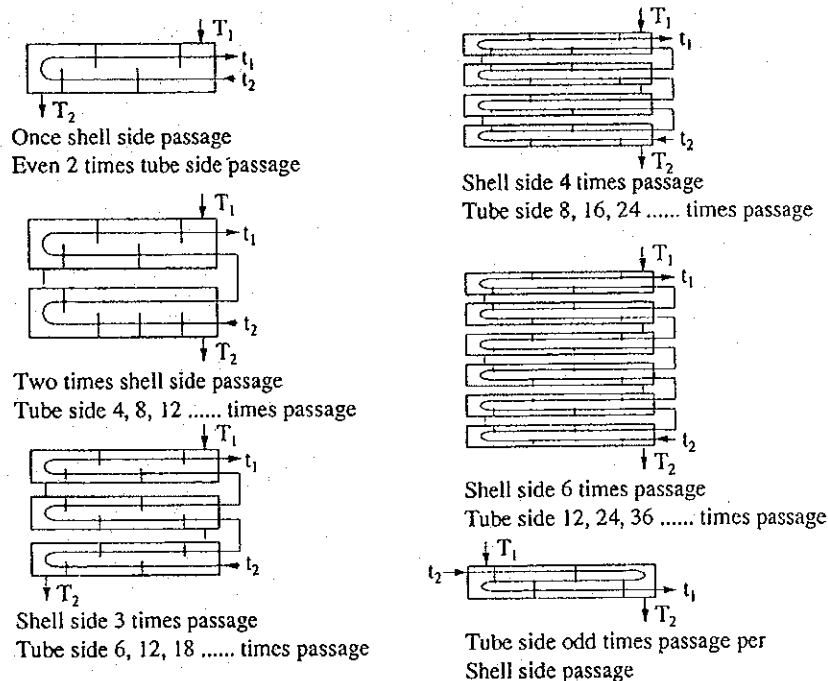
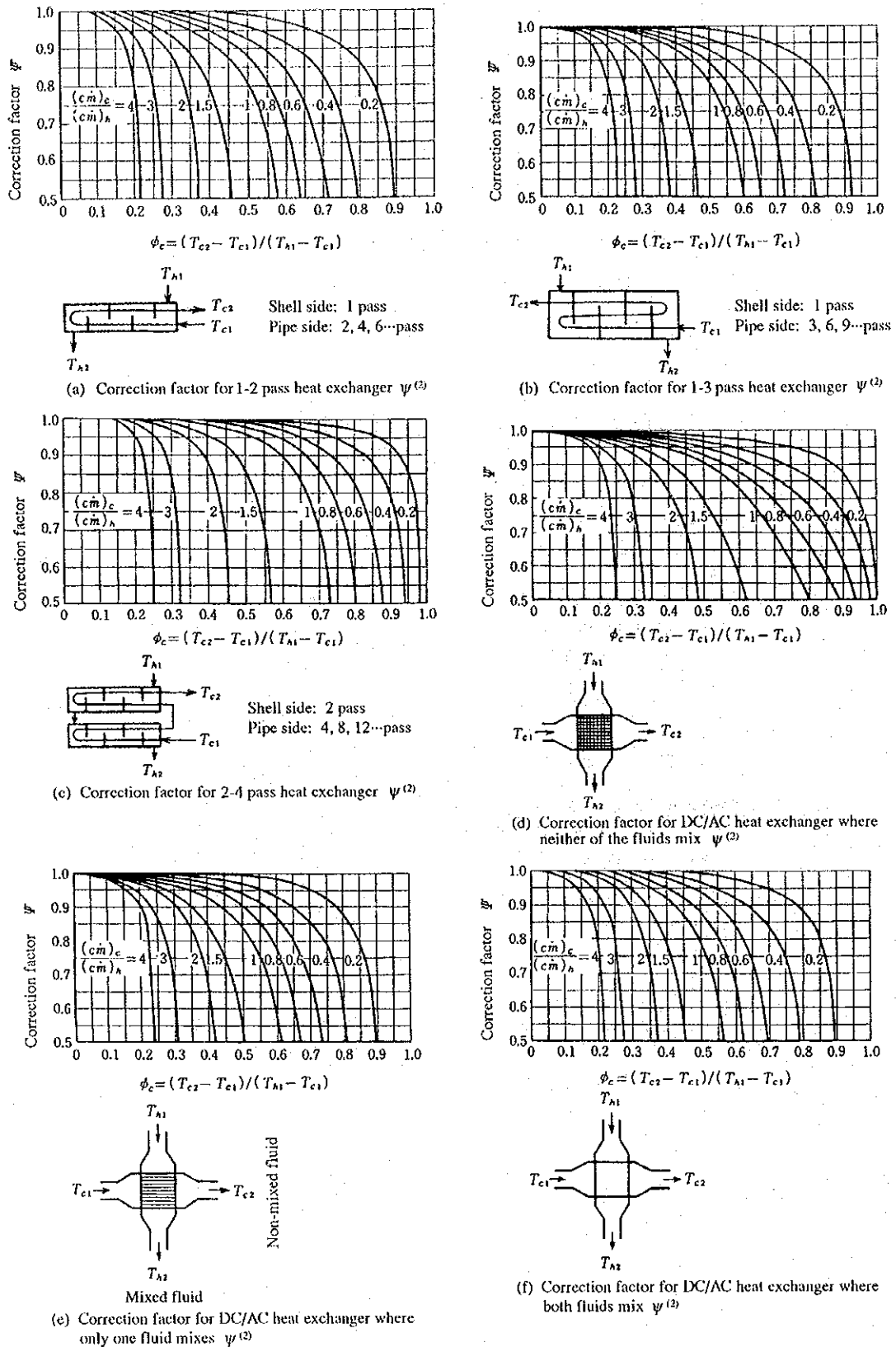


Figure 2.10 Correction Factor F_T



Source: "Handbook of Air-Conditioning and Sanitary Engineering" by
The Society of Heating, Air-Conditioning and Sanitary Engineers of Japan

(3) 熱交換器の種類

構造上から伝熱部の形式によって大別され、更に伝熱部を収容する容器の形式で細分化される。構造上の分類は次のとおり。

a. 管型 (Figure 2.11～Figure 2.14 参照)

- 1) コイル式熱交換器
 - 2) トロンボーン式 (冷却器)
 - 3) 2重管式熱交換器
 - 4) 多管式熱交換器
-
- ① 固定管板式
 - ② フローティングヘッド式
 - ③ U字管式

Figure 2.11 Coil Type Heat Exchanger

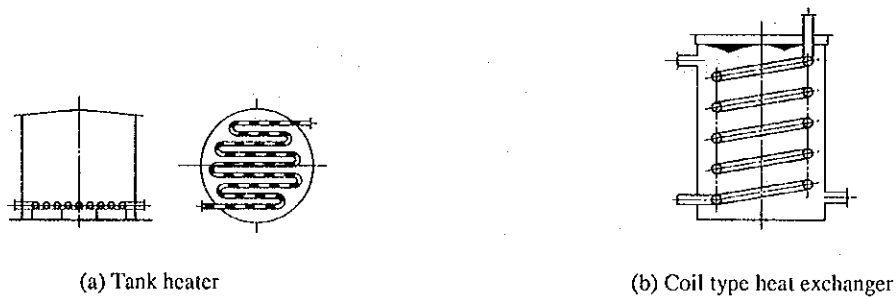


Figure 2.12 Trombone Cooler Exchanger

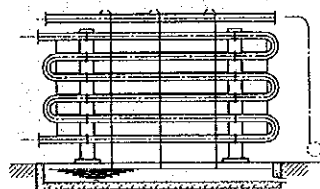


Figure 2.13 Double Tube Type Heat Exchanger

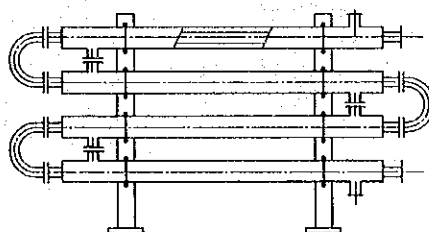
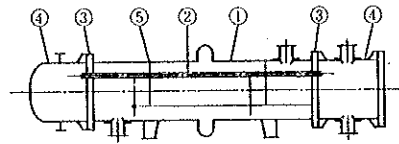
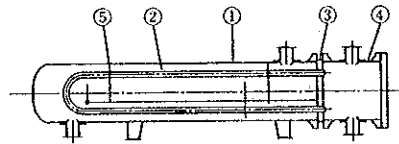


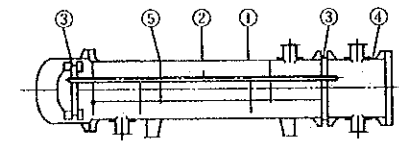
Figure 2.14 Multi-Tube Type Heat Exchanger



(a) Fixed tube plate type heat exchanger



(b) U-tube type heat exchanger



(c) Floating head type heat exchanger

- ① Shell ② Heating tube ③ Tube plate
④ Partition chamber ⑤ Baffle

b. 板型 (Figure 2.15～Figure 2.16 参照)

- 1) ジャケット式熱交換器
- 2) プレート式熱交換器
- 3) スパイラル式熱交換器

Figure 2.15 Plate Type Heat Exchanger

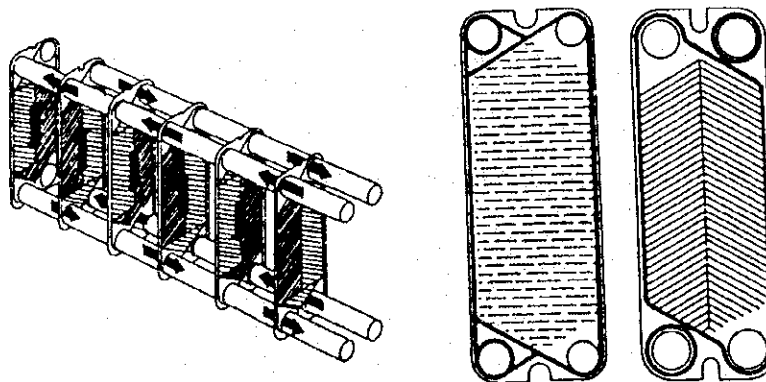
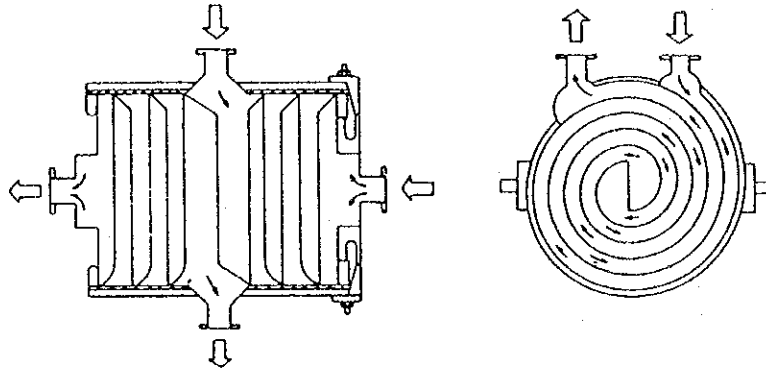


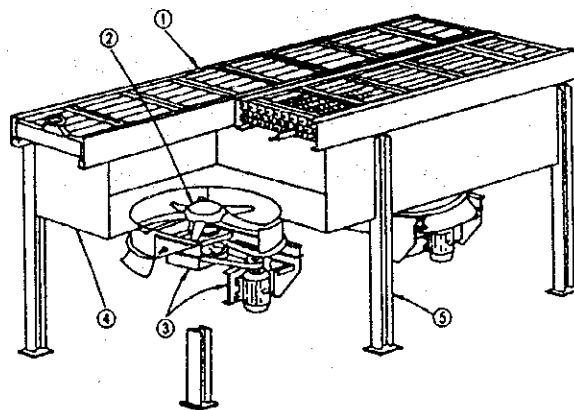
Figure 2.16 Spiral Type Heat Exchanger



c. 特殊型 (Figure 2.17 参照)

- 1) 空冷式熱交換器
- 2) パヨネット式熱交換器
- 3) コンパクト式熱交換器

Figure 2.17 Air Cooling Type Heat Exchanger



- ① Tube bundle (Fin-tube, header)
- ② Fan
- ③ Drive
- ④ Plenum chamber
- ⑤ Frame

上記熱交換器のうちの代表的なものの特質について説明する。

コイル式熱交換器：

貯蔵タンクや反応器等の内部に設置されることが多く、管外伝熱係数によ

って総括伝熱係数が大きく影響を受ける。構造が簡単でコストが安く、掃除や取り換えが概して容易である。

トロンボーン式冷却器：

180° ベンドと直管より構成されるので、管の取り換えや増設が容易であり、また漏洩の心配が少ないので硫酸の冷却器のように特殊なプロセスや流体の冷却に使用される。

2重管式熱交換器：

伝熱面積 15～20m² 程度までの小規模型に使用される。

多管式熱交換器：

化学工業で最も広く使用されており、実用上の信頼性が高く、高温高圧、大容量のものまで多種多様の仕様による設計、製作が可能である。固定管板式のものは安価で製作容易であるが、胴側流体は腐食性がなく、汚れの少ないものに限られる。フローティングヘッド式は管束が外部へ引き出せるので伝熱管の検査、掃除が容易であり、かつ流体の温度差による熱膨張を吸収して熱応力を発生させない等の利点があるが、構造複雑でコストが高い。U 字管式は熱応力の心配がなく、管束は容易に引き抜いて掃除ができるが、管の曲り部の掃除がやりにくい欠点がある。

プレート式熱交換器：

伝熱面積が板の使用枚数により自由に増減でき、組み立て清掃が簡単にできる。流れに乱れが与えられるので伝熱係数は大きいですが、構造上漏れには弱く、圧力 10kg/cm² (G) 程度まで、温度 150℃程度までが使用の限界である。薬品・食品工業での使用が多いが、一般の化学工業でも使われている。

スパイラル式熱交換器：

流体が回転するので乱れにより伝熱係数が増大し、プレート式と同様小型の設計が可能である。最近では構造 (溶接部) 上の改善により、高性能のものが使われてきている。

空冷式熱交換器；

フィンチューブ、ヘッダ、ファンおよびその駆動装置から構成される。冷却媒体が空気であるから冷却水が汚れていたり、水不足の場合には便利である。使用に当たっては冷たい新鮮な空気が導入できるよう、設置場所を配慮すべきである。

各種熱交換器の総括伝熱係数の概略値を Table 2.5 に示す。

Table 2.5 Approximate Values of Overall Heat Transfer Coefficients for Various Heat Exchangers (1/2)

| Types of Equipment | Fluid (u : Flow velocity [m/sec]) | Overall Coefficients of Heat Transfer U [kcal/m ² ·hr·°C] | Remarks |
|--|--|--|---|
| Shell tube type heat exchanger | Fluid-Fluid | 700 ~ 1500 | |
| | Hot water-Hydrogen carbonate (outside tube) | 200 ~ 430 | |
| | Fluid-Fluid (oils) | 90 ~ 700 | |
| | Salt water ($u=0.3 \sim 1$)-Water ($u=0.3 \sim 1.5$) | 250 ~ 2000 | |
| | Water ($u=0.6$)-Lubrication Oil ($u=0.05$) | 75 | |
| | Water ($u=0.6$)-Kerosine ($u=0.15$) | 200 | |
| Shell tube type condenser | Crude oil ($u=1.3 \sim 2.1$)-naphthas | 180 ~ 240 | |
| | Water ($u=1$)-Butane ($u=0.6$) | 450 | |
| | Water ($u=1$)-Steam | 2000 ~ 4000 | |
| | Water ($u=1.2$)-Freon 12 | 750 ~ 850 | |
| | Water ($u=1 \sim 1.5$)-Ammonia | 750 ~ 2000 | |
| | Water ($u=1$)-Kerosine | 250 | |
| Shell tube type heater Reheating boiler | Water ($u=1.5$)-gasoline | 450 | |
| | Crude oil ($u=0.6$)-gasoline | 100 ~ 150 | |
| | Oil-steam (condensed) | 200 ~ 900 | |
| | Hydrogen carbonate-steam (condensed) | 100 ~ 330 | These values vary depending mainly on the degree of purity. |
| | Oil-fused salt | 250 ~ 390 | |
| | Water-Steam (Condensed) | 730 ~ 3900 | Forced convection |
| Steam heater | Oil-Steam (Condensed) | 240 ~ 1000 | Natural convection |
| | Oil-Steam (Condensed) | 100 ~ 300 | Forced convection |
| | Oil-Steam (Condensed) | 50 ~ 150 | Natural convection |
| | Butane (Boiled)-Steam (Condensed) | 500 ~ 750 | Horizontal tube reboiler |
| Condenser | Water-Organic matter steam | 290 ~ 730 | Forced convection |
| | Water-Organic matter steam | 200 ~ 390 | Natural convection |
| Air heater | Air-Steam (Condensed) | 10 ~ 50 | Forced convection |
| | Air-Steam (Condensed) | 5 ~ 15 | Natural convection, radiator |
| Warm water radiator | Air-fused salt | 30 | |
| | Air-hot water | 10 ~ 50 | Forced convection |
| | Air-hot water | 5 ~ 15 | Natural convection |
| Cooler | Water-brine | 240 ~ 730 | Forced convection |
| | Water-brine | 100 ~ 300 | Natural convection |
| | Oil-Fluid | 120 ~ 300 | Forced convection |
| | Oil-Fluid | 25 ~ 100 | Natural convection |

Table 2.5 Approximate Values of Overall Heat Transfer Coefficients for Various Heat Exchangers (1/2)

| Types of Equipment | Fluid (u : Flow velocity [m/sec]) | Overall Coefficients of Heat Transfer U [kcal/m ² ·hr·°C] | Remarks |
|---|---|--|--|
| Economizer | Cold water-Flue gas | 10 ~ 50 | Tubes |
| Steam superheater | Steam-Combustion gas | 10 ~ 30 | Tubes |
| Gas heater | Gas-gas | 10 ~ 30 3 ~ 10 | Forced convection Natural convection |
| Evaporator | Fluid (boiled)-high temperature gas | 10 ~ 50 5 ~ 15 | Forced convection Natural convection |
| | Fluid (boiled)-steam (condensed) | 200 ~ 400 | |
| | Water (boiled)-steam (condensed) | 1500 ~ 4000 | |
| | Oil (boiled)-steam (condensed) | 240 ~ 730 | |
| Tube with steam jacket | Organic matter fluid-steam (condensed) | 240 ~ 2000 | |
| Vertical long tube evaporator | Water-Steam (condensed) | 1500 ~ 5900 | |
| High-pressure boiler | Water (Boiled)-fused salt | 490 ~ 730 | |
| Steam heater | Steam-fused salt | 340 | |
| Catalytic container | Gas-fused salt | 30 | Outside tube (gas) with fin |
| Double tube heat exchanger | Salt water ($u=1.25$)-Water ($u=1.25$) | 750 ~ 1500 | |
| Carbate double tube heat exchanger | Water-water | 1450 ~ 2450 | |
| Double tube ammoniac condenser | Water ($u=1.2$)-Ammonia (condensed) | 1100 ~ 1700 | Ammonia between 2" ϕ steel tube and 1 $\frac{1}{4}$ " ϕ steel tube |
| | Water ($u=1.8$)-Ammonia (condensed) | 1400 ~ 2000 | |
| | Water ($u=2.4$)-Ammonia (condensed) | 1700 ~ 2300 | |
| Carbate-trombone type cooler | Water-HCL (20°B) | 1450 | Flow rate of water [= 2600 kg/hr-m |
| Horizontal 2" steel tube fluid film ammonia condenser | Water ($\Gamma=600$)-Ammonia (condensed) | 1200 | Outside tube fluid film velocity (kg/hr-m [width]) |
| | Water ($\Gamma=1200$)-Ammonia (condensed) | 1600 | |
| | Water ($\Gamma=1800$)-Ammonia (condensed) | 2000 | |
| Fluid film condenser | Water-steam (condensed) | 2800 ~ 11200 | Outside tube water= 600~30000 kg/hr-m |

(4) 熱エネルギー使用の合理化

熱交換器により排熱回収を行う場合に温度条件、流体に適合した熱交換器を選定することが必要である。

熱交換器の本体および配管の保温の整備と強化は重要である。

2.2.3 反応装置

反応装置は、化学工業の設備中で中心的役割を受け持つ機器であり、熱エネルギーの面でも重要な地位を占めていることが多い。一般的な分類にしたがってそれぞれの特質を説明する。

(1) 構造、型式上の分類

a. 槽型反応器

化学工業で最も広く用いられている反応器である。一般に攪拌機がつけられており、熱交換器としてジャケットやコイル等が設けられている。この形式は広い温度、圧力にわたって使用され回分操作にも流通操作にも用いられる。

b. 管型反応器

この反応器は、単一管型もあるいは並列の多管型もよく配置され使用されている。管内外部の流体間で熱交換の行われるものも多く、触媒が充填されている場合は伝熱も促進される。

c. 塔型反応器

管型に比べて反応器の直径の大きい垂直円筒型のものである。固体充填物や触媒粒子を充填したもの、あるいは邪魔板を取り付けたもの、単なる空等のもの等がある。

(2) 温度調節による分類

a. 等温操作

反応熱が小さいか、反応量がごくわずかであるか、熱容量の大きい不活性流体の導入、あるいは外部との熱交換が十分行われて反応器内がほぼ等温とみなされる場合である。

b. 断熱操作

反応系と外部の熱交換を全く行わず、反応を断熱的に行わせる場合であり、反応による発生熱または吸収熱がそのまま反応系のエンタルピーの増加または減少となる。反応熱が大きい場合には反応層を数段に分けて、各段の間に熱交換器またはヒータクーラを挿入するか、あるいは低温（または高温）の反応流体を導入する等によって、各断熱反応層の入口温度を調節し、反応装置内の温度分布を、最適温度分布に近づける方法をとっている。多段断熱操作と呼ばれ、硫酸製造プラントの SO_3 コンバータやアンモニア合成塔にその例を見ることができる。

c. 熱交換操作

反応熱を処理するために広く採用されている方式で反応器壁から系外との反応熱の授受を行わせるものであり、熱交換操作と呼ばれている。この操作は、反応流体自身によって反応部を冷却（または加熱）すると同時に、自身は予熱（または冷却）されて反応部に入る自己熱交換式と、ほかの熱媒体によって反応部が冷却または加熱される外部熱交換式に分けられる。

(3) 熱エネルギーの使用の合理化

工業的化学反应は、一般に発熱反応が多いので、発熱反応について述べる。

原料の予熱には、反応後の高温生成物との熱交換あるいは反応器内または中間冷却等における熱交換によって熱を得ることとし、系外からの燃料、蒸気等による加熱はできる限り少なくすべきである。

反応層の中間における温度調節のための冷却または反応器出口の高温生成物の冷却においては、Figure 2.8 に示した原料の予熱の方法とともに、これとは別に、

- a. ボイラ給水加熱やスチーム発生として系外へ持ち出す
- b. 空気、その他の流体に熱を与えて系外へ持ち出す

等の方法がある。反応熱を有効に回収して系の内外で有効に利用するのが望ましい。また染料の製造においてジアゾ反応のように発熱量の大きい反応の場合には反応温度により氷と反应用薬品の装入量を制御して所定の反応温度を維持して染料の収率の向上を図ると共に熱も有効に回収利用すべきである。

2.2.4 蒸留装置

(1) 蒸留の原理

2 種以上の揮発性物質より成る混合溶液を蒸発させると、発生するペーパーは元の溶液と比べて低沸点成分の濃度が高く、一方、残液は高沸点成分の濃度が高くなる。この原理を利用して、混合溶液から特定の成分の濃度の高い溶液を分離するのが蒸留操作である。

なお、一度発生したペーパーを凝縮し、再度これを蒸発させると、同様の原理で発生ペーパーの低沸点成分の濃度は更に高まり、残液はますます高沸点成分に富むこととなる。この気液接触原理による蒸留を装置化したものが多段蒸留塔である。多段蒸留塔では、1 つの段から発生したペーパーは、その上段の液と直接接触して凝縮して、その際潜熱を放出する。この潜熱は、更に当該段の液の蒸発に使われる。このような現象は、塔内の全般について共通するので、蒸留に必要な熱エネルギーは、通常塔底の加熱器への入熱だけで済み、ペーパーの凝縮のための冷却は、塔頂コンデンサだけで足りることになる。次に、多段蒸留操作に関し説明する。

a. 還流

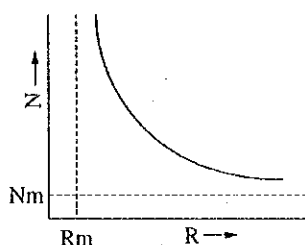
塔頂製品の組成を一定 (連続操作の場合) に保つため、または高沸点成分との分離を一層良くする (回分、連続操作の双方の場合とも) ために、塔頂留出液の一部を塔頂部へ戻してやる。これが還流であり、(還流の流量) / (塔頂製品の流量) を還流比といい、蒸留操作において重要な意義を持つ因子の 1 つである。

b. 還流比と塔の段数の関係

原料溶液から所定の濃度の製品を分離するのに必要とされる段の数 N (理論段数という) と還流比 R との間には Figure 2.18 の関係がある。

R は R_m よりも小さくすることはできず、 R_m のときには、塔の所要段数は無限大となる。また R を増加すれば所要段数は減少するが、 R を無限大にしても段数は N_m よりも減らすことができない。 R_m を最小還流比、 N_m を最小理論段数といい、蒸留装置の設計と操作に関する重要な指標の 1 つである。

Figure 2.18 Reflux Ratio vs Theoretical Number of Plates



c. 還流比と熱エネルギーの関係

塔内を上昇するベーパーの持つ潜熱量は、塔内で冷却や熱放出のない限り、塔内どの段でも同じであって、その量は、 $(1+R) \times (\text{塔頂製品流量}) \times (\text{蒸発潜熱})$ であり、塔底加熱器や塔底ストIPPINGスチーム等によって与えられる (注)。したがって、蒸留装置では R を減らすことが直接省エネルギーにつながる。

(注)

装入される原料が沸点にある場合であって、これ以外の場合には原料状態による修正が必要である。

(2) 蒸留塔の分類

a. 棚段塔

塔内に液をためるための棚を多段に設けてあって、下段から上昇するベーパーと棚上の液の接触を良好にする目的で、棚自体を目皿にしたり、多数の泡鐘を設けたりしている。

b. 充填塔

気液の接触を効率良く行う構造の充填物を塔内に入れて、蒸発・凝縮を段階的ではなくて連続的に行わせる。蒸留塔としての性能は、a. に比べて劣るが装置のコストが安く、塔内圧力損失が少ない利点がある。ただし、最近では高価であるが棚段塔の性能を上回る充填物が市販され、利用されている。

(3) エネルギーの使用の合理化

a. 還流比の最適化

先に述べたとおり R を減らすことは省エネルギーにはなるが、塔頂製品中の高沸点成分の増加と塔底製品中の低沸点成分の増加が起こって、蒸留装置の分離性能の低下をきたすことになる。一般的には、原料組成の変動や加熱蒸気の圧力変動等の原因から与えられる悪影響を配慮して、安心のため必要よりも大きい値の R で操作している例が多く見受けられる。 R は経験的に決められていることが多いが、まず諸変動条件の変動幅をできるだけ小さくするよう努力したあと、徐々に R を減らして組成分析により製品性状に与える影響が支障のない最低の R 値を探すのが良い。

また、原料の装入段も R 値に影響を及ぼすので、試行的に装入段を変更してみるのも1つの方法である。

b. 棚段または充填物の掃除

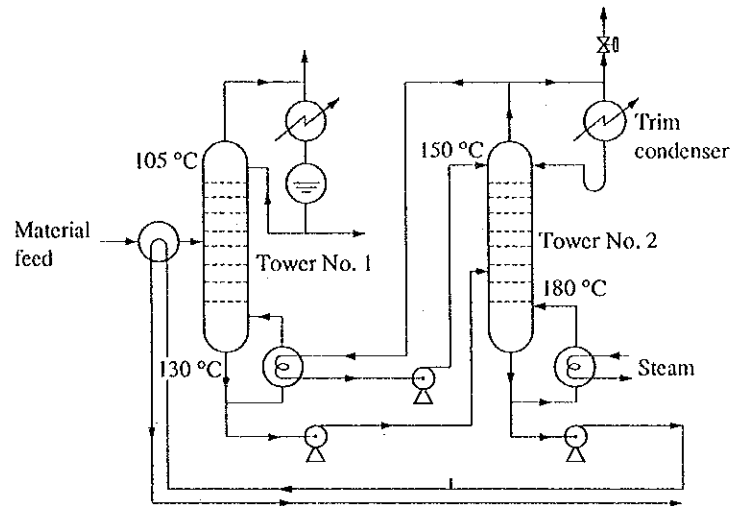
実際に各段から発生するベーパーは液組成と平衡な組成ではない。

このズレに対して、段効率なるものを考えて理論的に計算された所要段数を、段効率で割ったものを実段数として実装置が作られている。棚段または充填物が、使用中に液に含まれている異物によって汚されてくると、段効率が段計値よりも低下するので、性能維持のために R を増加せざるを得なくなる。このようなことを予防するために、定期的に塔を開放して、内部の点検と掃除をすることが大切である。

c. 熱交換器による排熱の回収

塔頂ベーパーは多量の潜熱を保有しているので、これを低温の塔の加熱器に利用したり塔底製品の保有する顕熱を原料の予熱に利用する (Figure 2.19 参照)。

Figure 2.19 Heat Recovery of Distillate



また塔頂コンデンサの熱は、ペーパーの温度が高い場合には低圧水蒸気の発生に利用できる (Figure 2.20 参照)。

多少高価な装置になるが、塔頂製品のペーパーを加圧して凝縮温度を上げて塔底加熱器に利用する方法もある (Figure 2.21 参照)。

Figure 2.20 Steam Generation by Heat of Distillate

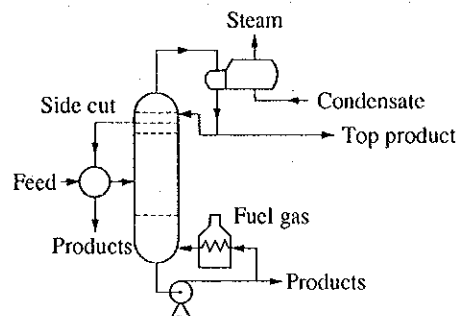
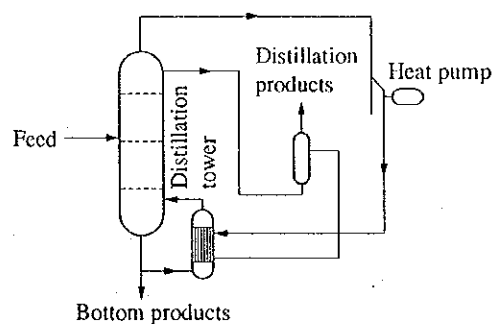


Figure 2.21 Use of Distillate Heat to Reboiler



d. 保温の整備と強化

蒸留塔本体の保温がなされていなかったり、保温されていても効果が悪い場合は、塔壁から放熱のために塔内上昇ベーパーの一部が凝縮する（分縮という）ので保温の整備と強化を行うべきである。分縮が起これるとその場所よりも上部では環流比 R が減少して、蒸留塔の分離性能が低下することになり、これの防止のために R を維持しようとすれば塔壁からの熱損失分だけ、塔底加熱器で補充しなければならなくなる。

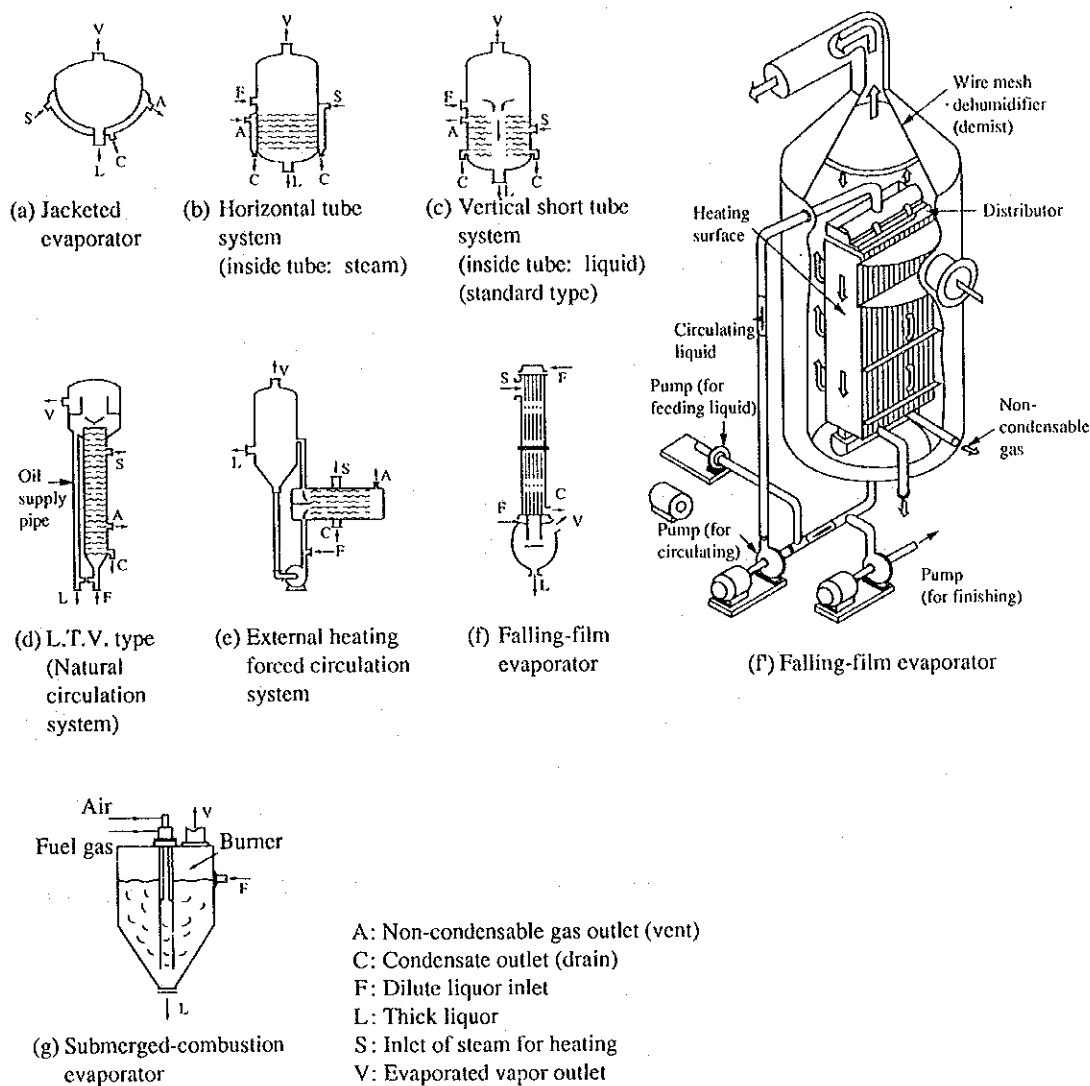
2.2.5 蒸発装置

化学設備の中には、溶液の濃縮や結晶化のため蒸発装置の使われることが多い。一般的に溶液の溶媒は水であり、蒸発潜熱が大きいので、省エネルギーの対象として重要な装置である。熱源としてはスチームの外に燃焼ガス、直火、電熱、熱媒等が用いられるが、ここでは (a)～(f) の水蒸気加熱と燃焼ガス吹込加熱 (g) ケース) について述べる。

(1) 蒸発缶の型式

代表的な蒸発缶の構造を Figure 2.22 に示す。

Figure 2.22 Example of Evaporators



(a) は、回分式によく用いられる。

(b) は、単位伝熱面積当たりの装置コストが安く、管の取り替えが容易である。

(c) は、中央の太い管 (ダウンテークという) を液が降下し、小管内を液が上昇しながら加熱されて自然循環するもので、最も広く使われている。

(d) は、溶液が、加熱管中を気液混合物となって高速で噴流となって上昇するもので効率が良い。

(e) は、加熱部と蒸発部を別にしたもので、管の取り替え、掃除が容易で操作も便利である。

(f) および (F) は、溶液が加熱面上を薄膜状となって流下する間に蒸発するので、高粘度で熱に敏感な溶液の濃縮に適している。伝熱部の形式として

は、直立長管 (f) とプレート型 (f) があり、前者は管内流下方式であるため、スケールや結晶を生成するものには適さない。いずれも伝熱面への溶液の均等配分が重要な運転条件の1つである。

- (g) は、液中に熱ガスを噴出させるか、あるいはバーナを液中に設置して直接燃焼して、高温の燃焼ガスを液中に噴出させて蒸発を行う。不活性ガスの存在下で液ガスの直接接触によって蒸発するので、低温で濃縮が行われ、かつ伝熱能力が大きい。硫酸ソーダ、リン酸、希硫酸、塩化マグネシウム等腐食性の強い溶液の濃縮に用いられる。

(2) エネルギーの有効利用

蒸発には多量のエネルギーを必要とするので、エネルギー経済上、Figure 2.23 に示すいくつかの方式がとられている。

a. ベーパー回収法

ベーパーをそのまま利用 (a)。ベーパーを圧縮したのち、ほかに利用する (b)。

b. ベーパー (再) 圧縮法

蒸発ベーパーを圧縮したのち、自己の加熱に利用する (c)、(h)、(j)。

c. 背圧利用法

タービン背気を加熱用に利用 (d)、(i)。

d. 多重効用法

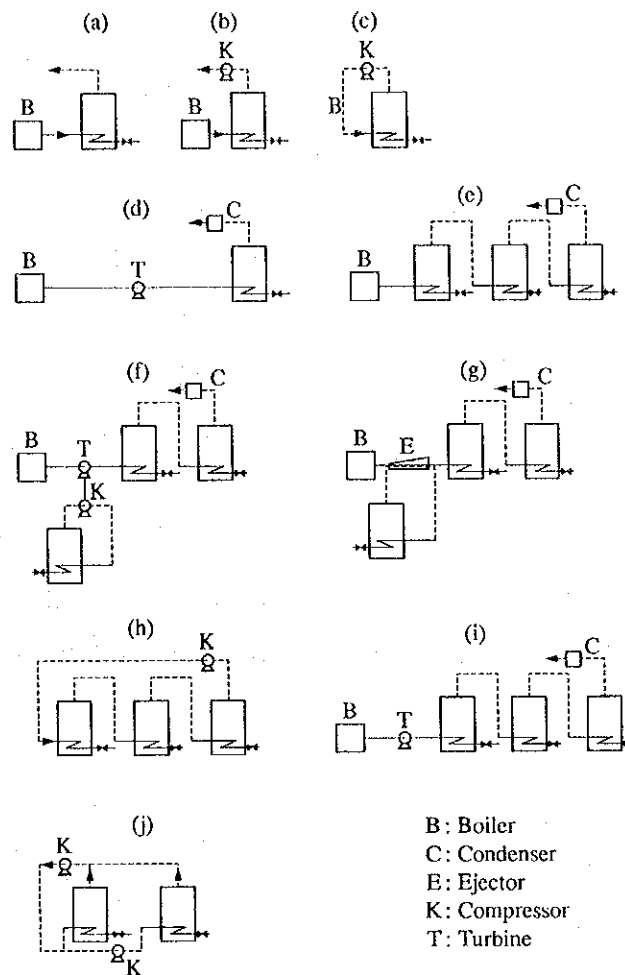
(e) 後述。

e. 以上の方法の組み合わせ式

多重効用併用法 (f)、(g)、(h)、(i)。

以上のほかに、発生ベーパーの保有熱を原液の予熱に使う多段フラッシュ蒸発法があり、海水の淡水化に応用されている。

Figure 2.23 Classification of Evaporations Systems



(3) 熱エネルギー使用の合理化

前項で述べた方式によって蒸発エネルギー原単位が大きく左右されるが、これ以外の要因によっても影響を受けるので、以下に説明する。

a. スケールの影響

加熱管壁が最高温度になるので、溶液中にスケールとなる塩類が存在するときには、伝熱面にスケールが析出し、伝熱抵抗となったり閉塞したりするので、次の方法により防止するのが良い。

- 1) スケール生成成分を予め取り除く。
- 2) 液の pH、濃度、温度等を選択する。
- 3) 適当な薬品を添加する。

4) スケールの着きにくい形式の管を選定するか、掃除を十分行う。

b. スチームエゼクタの蒸気

蒸発缶内の圧力維持と空気等の非圧縮ガスの抜き取りを目的としてスチームエゼクタが多く使用されている。駆動水蒸気の凝縮は通常バロメトリックコンデンサで行われるが、このコンデンサに使用される冷却水の温度が駆動水蒸気の量と関わりを持っている。即ち、水温が低いほど水蒸気が少なくて済み、また水蒸気圧も低くて良い。

例えば、バロメトリックコンデンサの水温が 41℃ のとき、水蒸気圧 15atg を要したものが、温度 35℃ になると 10.6atg で良いことになる (注)。

(注)

バロメトリックコンデンサの水温に対応する飽和水蒸気圧を P_{t1} 、 P_{t2} とし、それぞれに対応するエゼクタ駆動水蒸気圧を P_1 、 P_2 とすれば、

$$\frac{P_1 + 1.033}{P_2 + 1.033} = \frac{P_{t1}}{P_{t2}}$$

[単位]

P_{t1} 、 P_{t2} : Torr

P_1 、 P_2 : kg/cm^2 (G)

c. 水蒸気加熱室の空気パージ

加熱水蒸気中に空気その他の不活性ガスが含まれている場合には、加熱室にガスが蓄積し、伝熱が阻害され、水蒸気分圧低下によって加熱温度が低下する。これを防止する対策として、空気抜き弁を加熱室に設けて、定期的にやや過剰気味にガス抜き操作を行う。理論的には、放出ガスの温度が水蒸気室の温度に到達するまで、放出を続けるのが良いとされている。

空気放出弁の取り付け場所は水蒸気入口と正反対側で、水蒸気の流れる方向に付けるのが望ましい。

(4) 多重効用法について

Figure 2.23 (e) において第 2 段以降の缶内圧力を、それぞれ前段の圧力より

も低くすることによって沸点を前段缶の発生水蒸気の凝縮温度以下にすれば、前段の発生水蒸気を次段の加熱室に導いて、その凝縮熱を次段の蒸発のために利用できることになる。1つの缶で、所定の蒸発を行う場合に比べて、水蒸気消費量が著しく少なくて済むのが多重効用法の特徴である。効用法(段数)がNの場合、加熱用蒸気は理論上単一缶のその1/Nとなり、Nが大きいほど熱経済上有利ではあるが、実際には設備費、運転費ともNとともに増加するので経済最適のNの値が存在する。

簡単に水蒸気がNに逆比例し、固定費がNに正比例すると仮定した場合、最適

効用数 N_{opt} は次式で表される。

$$N_{opt} = \sqrt{P/F_E}$$

ここに、

$$P = W_y \cdot C_s / K$$

K は平均水蒸気エコノミー (1缶当たりの水蒸気 1kg 当たり発生する蒸発水量 0.85~0.9)。

W_y : 年間蒸発水量 (kg/y)

C_s : 水蒸気単価

F_E : 蒸発缶についての固定費

2.2.6 乾燥装置

ここでは、熱風と湿潤材料を接触させることによって、材料中の水分を蒸発させる機構の乾燥装置に限定して論ずる。被乾燥物の形状や物理的、化学的性質は多種多様であり、かつ含有水分も異なっているので、乾燥操作はそれぞれに応じて違ってくる。したがって、乾燥装置についてもそれぞれの材料の特性や操作に対応する型式のものが市販されており、その種類は多く、装置の選定は極めて重要である。しかし、ここでは材料と装置の問題は一般論にとどめ、乾燥装置の一般的省エネルギーについて述べる。

(1) 乾燥装置の種類

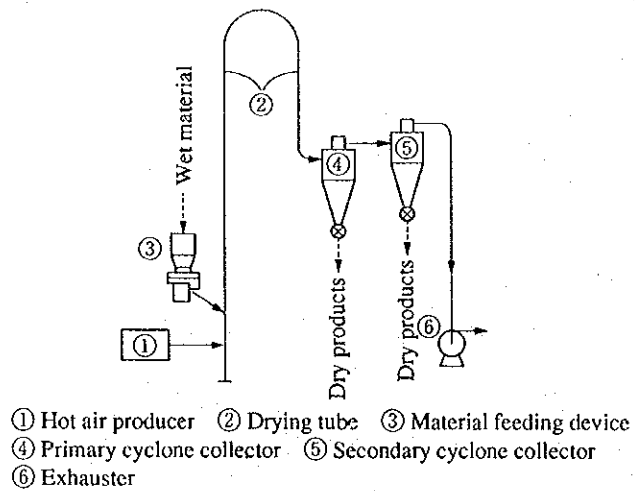
被乾燥物の移動方式と伝熱の関係より、次の種類に分けられる。

a. 熱風乾燥裝置

1) 熱風搬送型

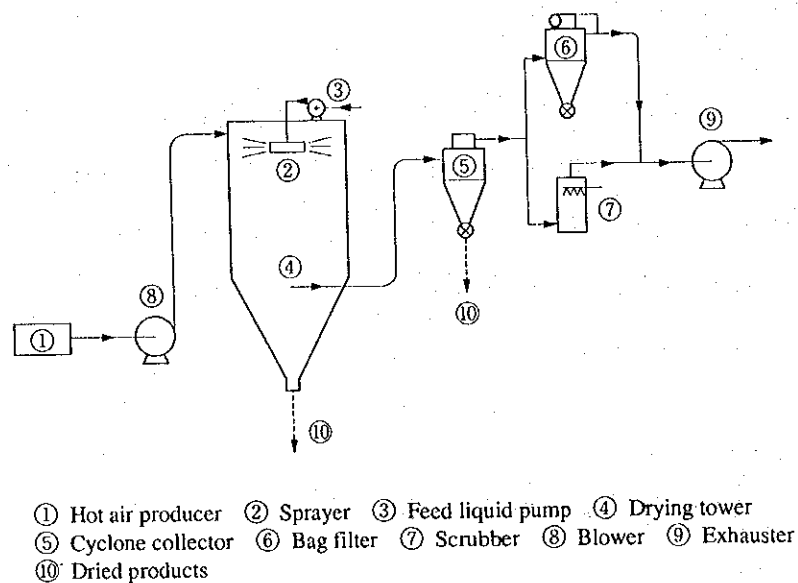
① 氣流乾燥裝置 (Figure 2.24 参照)

Figure 2.24 Pneumatic Dryer (Direct Feed System)



② 噴霧乾燥裝置 (Figure 2.25 参照)

Figure 2.25 Spray Dryer



2) 材料攪拌型

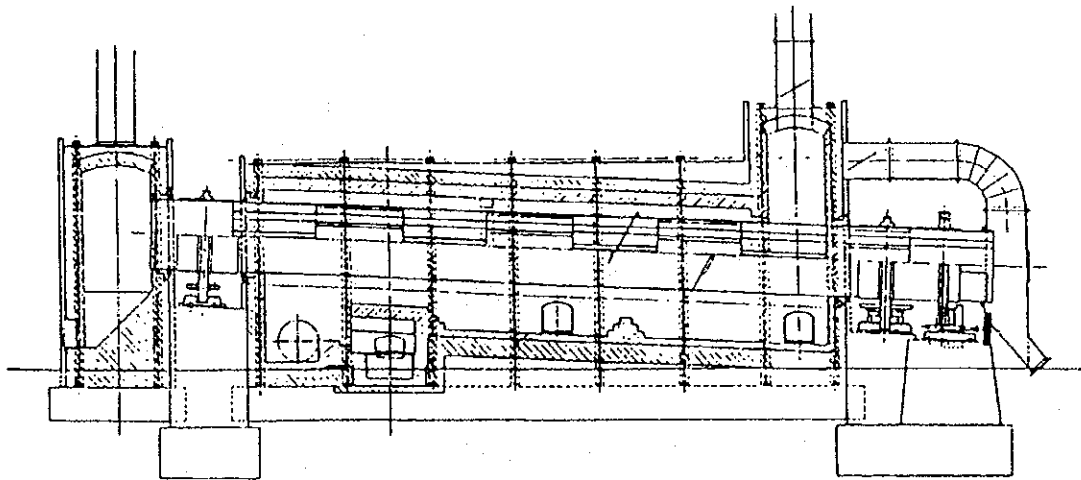
① 回轉乾燥器：

單一圓筒直接加熱式

二重圓筒間接加熱式

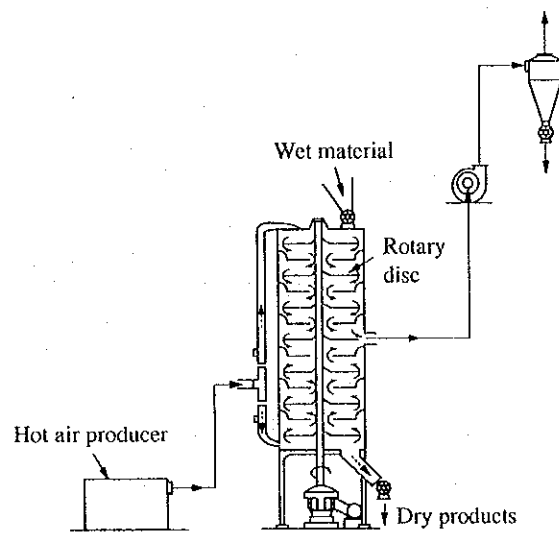
外部加熱式 (Figure 2.26 參照)

Figure 2.26 External Fire Type Rotary Dryer



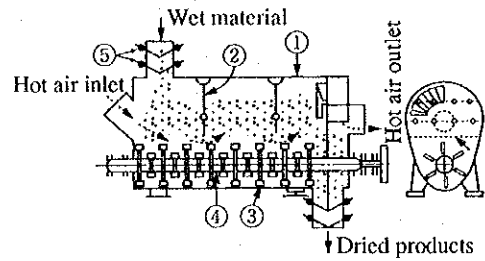
② 多重圓板乾燥器 (Figure 2.27 參照)

Figure 2.27 Multiple-Stage Disc Hot Air Dryer



③ 溝型攪拌乾燥器 (Figure 2.28 參照)

Figure 2.28 Agitator Trough Dryer



- ① Shell ② Partition plate ③ Agitation blade
④ Agitation shaft ⑤ Weight damper

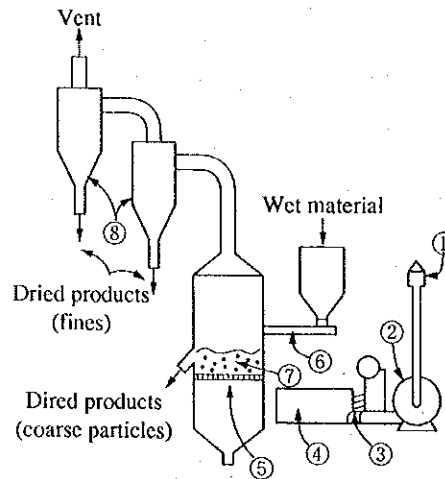
④ 流動層乾燥裝置：

多段連續式

1 段連續式 (Figure 2.29 參照)

回分式

Figure 2.29 Continuous Fluidized Bed Dryer



- ① Air filter ② Blower ③ Burner ④ Air heater ⑤ Distributor
⑥ Material feed device ⑦ Fluidized bed ⑧ Cyclone

3) 材料搬送および静置型

① 通気乾燥器

バンド式 (Figure 2.30 参照)

回転式 (Figure 2.31 参照)

堅型移動層式 (Figure 2.32 参照)

箱型回分式 (Figure 2.33 参照)

Figure 2.30 Band Type Continuous Dryer

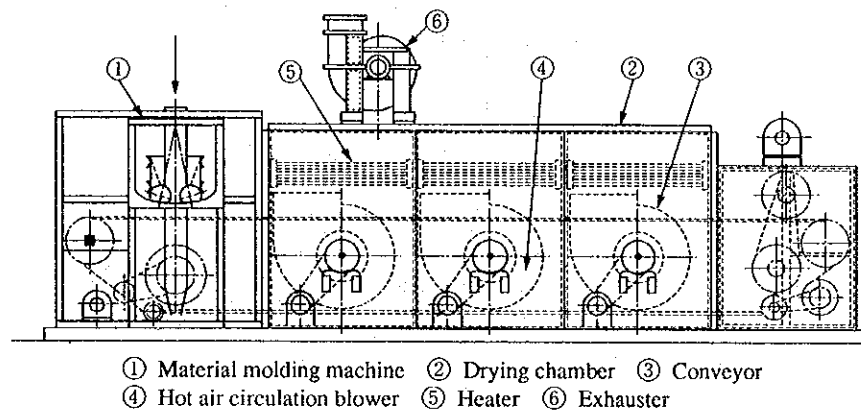


Figure 2.31 Rotary Type Continuous Dryer

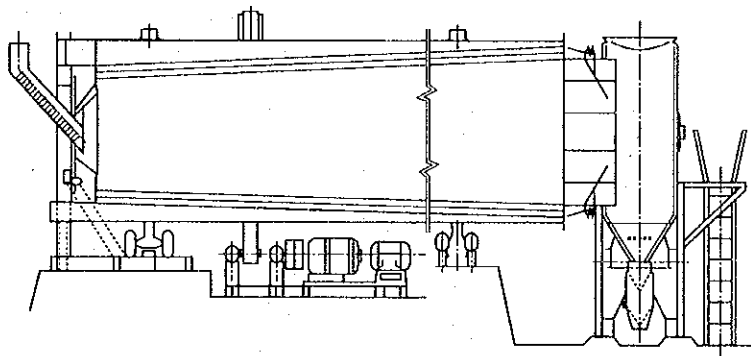


Figure 2.32 Vertical Moving Bed Dryer

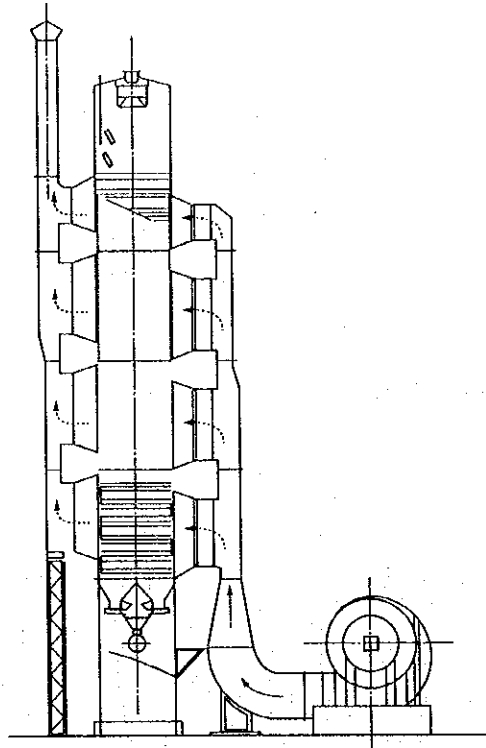


Figure 2.33 Box Type Dryer

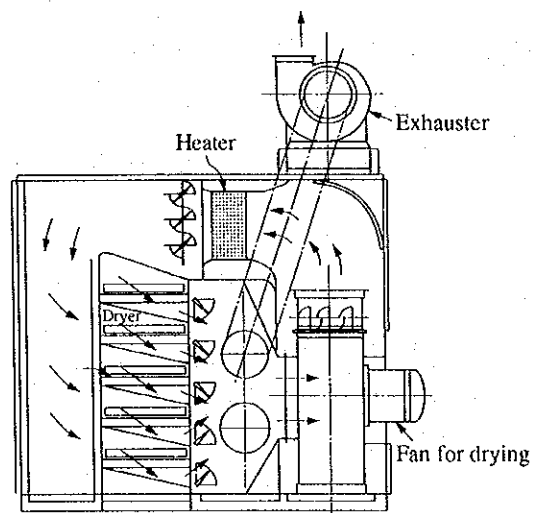
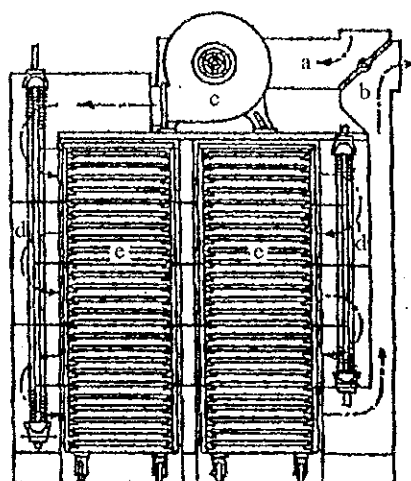


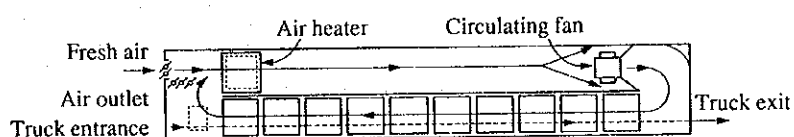
Figure 2.34 Batch System Parallel Flow Box Type Dryer



a: Air inlet, b: Air outlet, c: Blower
d: Air heater, e: Dryer trays

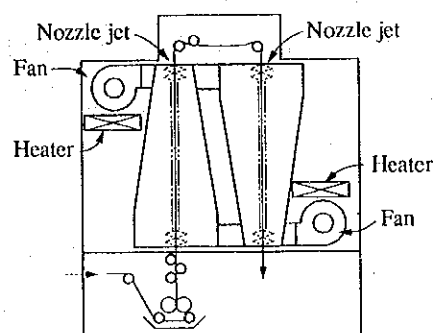
② トンネル乾燥器 (Figure 2.35 参照)

Figure 2.35 Tunnel Dryer



③ シート用乾燥器 (Figure 2.36 参照)

Figure 2.36 Vertical Nozzle Jet Dryer



b. 伝導乾燥装置

1) 材料攪拌型

① 溝型攪拌乾燥器

② 円筒攪拌乾燥器：

常圧式

真空式

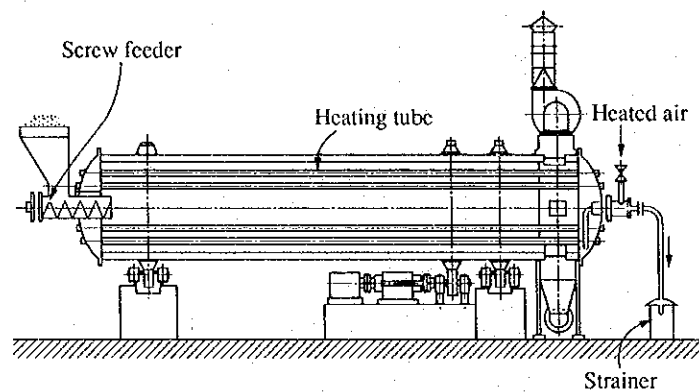
③ 平板攪拌乾燥器

④ 水蒸気加熱管付回転乾燥器 (Figure 2.37 参照)

⑤ 多段攪拌乾燥器

⑥ 真空回転乾燥器

Figure 2.37 Steam Tube Rotary Dryer



2) 材料静置型

① 真空乾燥装置

② 凍結乾燥装置

3) 円筒型

① ドラム乾燥器

常圧式

真空式

② 円筒乾燥器

次に噴霧乾燥器を中心に乾燥装置の実施例を図表で示す。

Table 2.6 List of Dryers (1/2)

| Name of Dryer | Dryer Mechanism and Main Characteristics | Heating capacity | ① Heat capacity coefficient ha (kcal/m ² h ² C) or heat transfer coefficient U (kcal/m ² h ² C) | | | Application | Others |
|------------------------|--|--|--|--|---|--------------------------|--------|
| | | | ② Hot air temperature [°C] | ③ Thermal efficiency [%] | ④ Critical moisture content [%] | | |
| Hot air drying | Pneumatic dryer | Continuous large-scale treatment is possible. Example: Ammonium sulfate 15 t/hr Coal 10 t/h | ① $ha = 2000 \sim 6000$ ② $300 \sim 600$ ③ $50 \sim 75$ ④ $1 \sim 3$ | ① Suitable for removing absorbed moisture ② To dry coal, clay, synthetic resin, inorganic chemicals | ① Moisture evaporation $1 \sim 1.5$ kg/kg-gas ② Low construction cost | | |
| | Spray dryer | Evaporated moisture Maximum Example Powder milk Dyestuff 6 t/hr 1.2 t/h 0.1 t/h | ① $ha = 20 \sim 80$ ② Countercurrent $200 \sim 300$ ③ Concurrent $250 \sim 400$ ④ $20 \sim 30$ | ① To dry milk, dyestuff, detergent, coffee, synthetic resin, etc. ② Spray granulation in which the molten material is sprayed to be hardened in cold air. | ① Evaporated moisture should be 100 kg/hr or more; otherwise, it will be uneconomical. ② Large thermal consumption ③ Rotary disk spraying involves high maintenance cost. ④ Unsuitable for materials with high viscosity and large wearability | | |
| Rotary dryer | | Continuous, large-scale drying is possible. Example: Clay Limestone Chemical fertilizer 70 t/hr 60 t/hr 120 t/h | ① $ha = 100 \sim 200$ ② countercurrent $250 \sim 800$ concurrent $300 \sim 600$ ③ $40 \sim 50$ ④ 2 | ① Powder particle ② Lump ③ $40 \sim 50$ (W.B. or less) | ① Rather rough drying where large-scale treatment is required ② Drying where material staying time will extend from 2 to 3 hours is possible. ③ To dry limestone, clay, fertilizer, lime, synthetic resin, inorganic chemicals, etc. | ① High construction cost | |
| Multi-stage disc dryer | | Continuous and large-scale processing is possible. | | ① Powdered and granular ② Active carbon, medicines, ore, etc. | ① Construction and operation costs are high. | | |

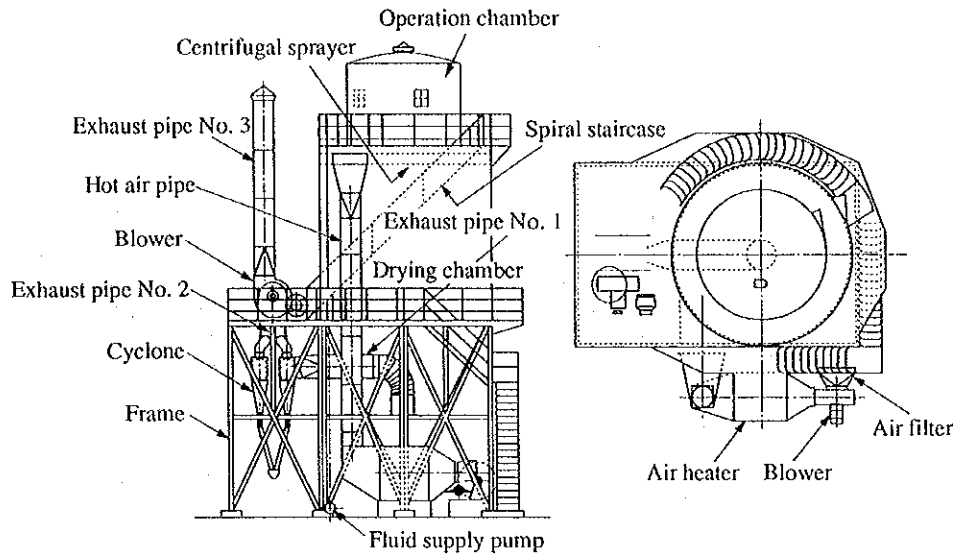
Table 2.6 List of Dryers (2/2)

| Name of Dryer | Dryer Mechanism and Main Characteristics | Heating capacity | ① Heat capacity coefficient h_a (kcal/m ² ·hr·°C) or heat transfer coefficient U (kcal/m ² ·hr·°C) ② Hot air temperature [°C] ③ Thermal efficiency [%] ④ Critical moisture content [%] | Properties of materials to be heated ① Forms ② Treatable moisture content | Application | Others |
|----------------|--|------------------|---|---|-----------------------------|--|
| Hot air drying | Stationary Box type tray dryer Trays are loaded on the trucks which are pushed into the dryer long drying time. Steam is the usual heating medium and a main heater is installed before the circulating fan. | Small batch | ① Concurrent $h_a = 200 \sim 300$ Through-circulation $h_a = 3,000 \sim 8,000$ ② 100 ~ 150 °C ③ 20 | ① Pastes and sludges | ① Dyestuff, chemical agents | At large capacity, investment and operating cost are high. |

Table 2.7 Comparison of Spraying Methods

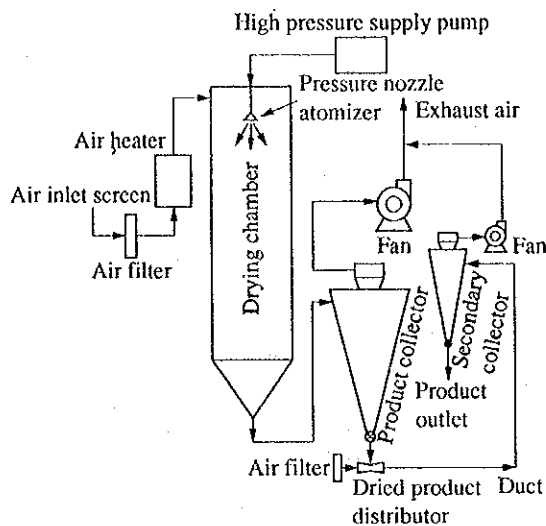
| | | Rotary disc type | Pressure nozzle type | Bi-fluid type |
|---------------------|--|--|--|---|
| Properties of fluid | Solution | Suitable | Suitable | Suitable |
| | Slurry | Suitable | Suitable (Strainer is necessary) | Suitable (strainer is necessary) |
| | Easy to get sticky | Care should be taken. | Suitable | Suitable |
| | Highly viscous | Generally, 1 ~ 2 poise | Same as the left. (For the thixotropic solution, this type is capable of treating up to 50 ~ 100 poise) | Generally 1 ~ 2 poise |
| Operation | Spraying volume | Treatable range: usually 0 ~ 5000 l/hr More than the above | 50 ~ 2,500 l/hr for one nozzle For more than this, setting of many more nozzles is required | 0 ~ 150 l/hr for one nozzle More than this may be treatable depending on the fluid |
| | Changing flow amount | Flexible | The particle diameter will be changed by 60 ~ 100 % | Particle diameter will be changed to 60 ~ 100 % |
| | Changing viscosity | Rather easy | Rather difficult | Rather easy |
| | Power | Generally same as the right No. of disc rotations: 3,000 ~ 2,500 rpm | Mostly same as the left Pump Pressure: 10 ~ 350 kg/cm ² | Fluid pressure and air pressure: Up to 3 ~ 5 kg/cm ² G |
| | Maintenance and inspection | Rather difficult | Easy | Easiest |
| | Chamber | Diameter : large | Diameter: small, High | Diameter: small |
| Cost | Equipment cost | High (sprayer) | High (3-plunger pump) | Low (However, compressed air supply is necessary) |
| | Maintenance cost | Almost same as the right | Almost same as the left | Minimum |
| Products | Particle diameter | Fine particle (Average dia: 30 ~ 100 μ) | Coarse particle (Average dia. : 40 ~ 350 μ) | Fine particle (Average dia.: 30 ~ 60 μ) |
| | Particle diameter distribution | Narrow | Narrow | Narrow |
| | Bulk specific gravity, moisture content, etc | No significant difference | | |

Figure 2.38 An Example of Spray Dryer

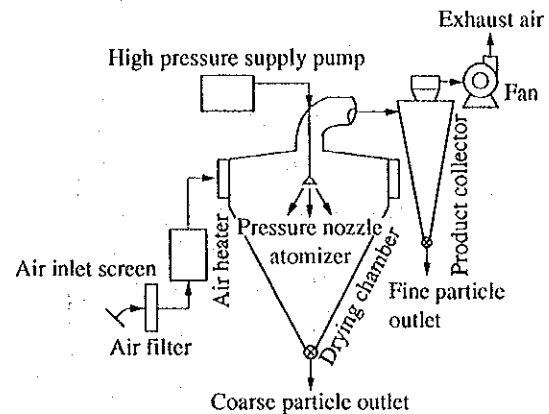


| Undiluted solution (per hour) | Diameter and height of Drying chamber | No. of rotations of sprayer (each minute) | Diameter of Spraying Disc | Total Horsepower | Area of the building required for the equipment dot |
|-------------------------------|---------------------------------------|---|---------------------------|------------------|---|
| Up to 10 liter | Diameter 1,400 Height 3,200 | 20,000 | 70 m/m | 2 | 5.3 m ² |
| Up to 50 liter | Diameter 3,000 Height 9,500 | 1,200 | 125 m/m | 12.5 | 50 m ² |
| Up to 100 liter | Diameter 3,800 Height 12,000 | 1,200 | 160 m/m | 15 | 55 m ² |
| Up to 250 liter | Diameter 5,090 Height 13,000 | 8,000 | 250 m/m | 30 | 70 m ² |
| Up to 500 liter | Diameter 6,300 Height 16,000 | 8,000 | 300 m/m | 40 | 80 m ² |
| Up to 1,000 liter | Diameter 7,000 Height 18,000 | 7,000 | 350 m/m | 100 | 100 m ² |
| Up to 2,500 liter | Diameter 9,500 Height 25,000 | 6,000 | 400 m/m | 250 | 160 m ² |
| Up to 4,000 liter | Diameter 10,200 Height 27,000 | 5,000 | 450 m/m | 300 | 220 m ² |

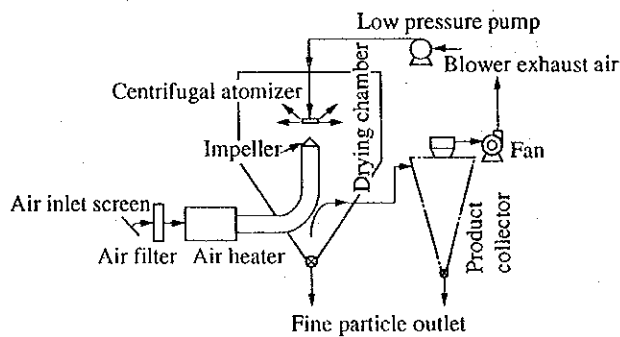
Figure 2.39 Configuration Examples of Spray Dryers



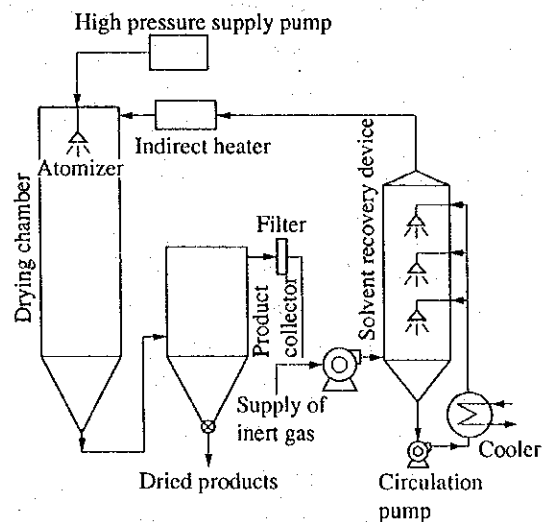
(A) System Diagram of Open Cycle Concurrent Type Spray Dryer for the Single-fluid Nozzle
(This type is most practical for drying foods)



(B) System Diagram of Open Cycle Mixed Flow Conical Type Spray Dryer
(This type features the high-pressure nozzle atomizing system and the tangential air inlet.)



(C) System Diagram of Open Cycle Concurrent Conical type Spray Dryer
(This type of the system, designed in Europe, has a hot air duct inside the drying chamber, the bottom of which serves as a product collector)



(D) System Diagram of Closed Cycle Concurrent Spray Dryer
(This type is so arranged that it will operate with inert gas as desiccating agent)

Table 2.8 Application Examples of Spray Dryers

| Material | Inorganic | Organic powder | Powdered milk | Detergent | Detergent | Detergent |
|--|---|----------------|---------------|----------------|----------------|----------------|
| Drying capacity [kg-Product/hr] | 650 | 180 | 1,033 | 500 | 2,500 | 5,000 |
| Material temp. [°C] | 45 | 20 | 40 | 50 | 50 | 50 |
| Material moisture content [DB%] | 300-400 | 100 | 66.8 | 100 | 65 | 87 |
| Product moisture content [DB%] | 2 | 2 | 3.1 | 8 | 7 | 7.5 |
| Product representation particle dia. [$\mu\phi$] | 63-74 | 60 | 60 | 350 | 495 | 800 |
| Product apparent density [g/cm ³] | 0.3-0.4 | 0.6 | 0.65 | 0.28 | 0.26 | 0.3 |
| Hot air | Amount to be used [m ³ /min] | 600 | 85 | 1,210 | 380 | 870 |
| | Inlet temp. [°C] | 300 | 230 | 160 | 190 | 230 |
| | Outlet temp. [°C] | 150 | 70 | 85 | 80 | 90 |
| Spraying method | | | | | | |
| Rotary Disc | Diameter [mm] | 450 | 150 | | | |
| | No of rotations [rpm] | 4,500 | 7,500 | | | |
| Pressure nozzle | Pressure [kg/cm ² abs] | | | 40 | 30-40 | 30-40 |
| | Diameter [mm] | | | 1.6 | 2.4 3.2 | 3-5 |
| | No. | | | 12 | 1 | 6-8 |
| System type | Concurrent | Concurrent | Concurrent | Countercurrent | Countercurrent | Countercurrent |
| Tower dia. [m] | 9.5 | 6 | 8 | 4.2 | 6 | 6 |
| Length of the cylindrical section [m] | 7 | 5 | 13 | 11 | 18 | 17 |
| Length of the conical section [°C] | 9.3 | 5.9 | 0.5 | 4.3 | 5.5 | 5 |
| Material viscosity [cp] l | 48 | 100 | 3,000 | 3,000 | 5,000 | |

(2) 乾燥装置の熱効率

噴霧乾燥機を中心に熱収支および熱効率を以下に示す。

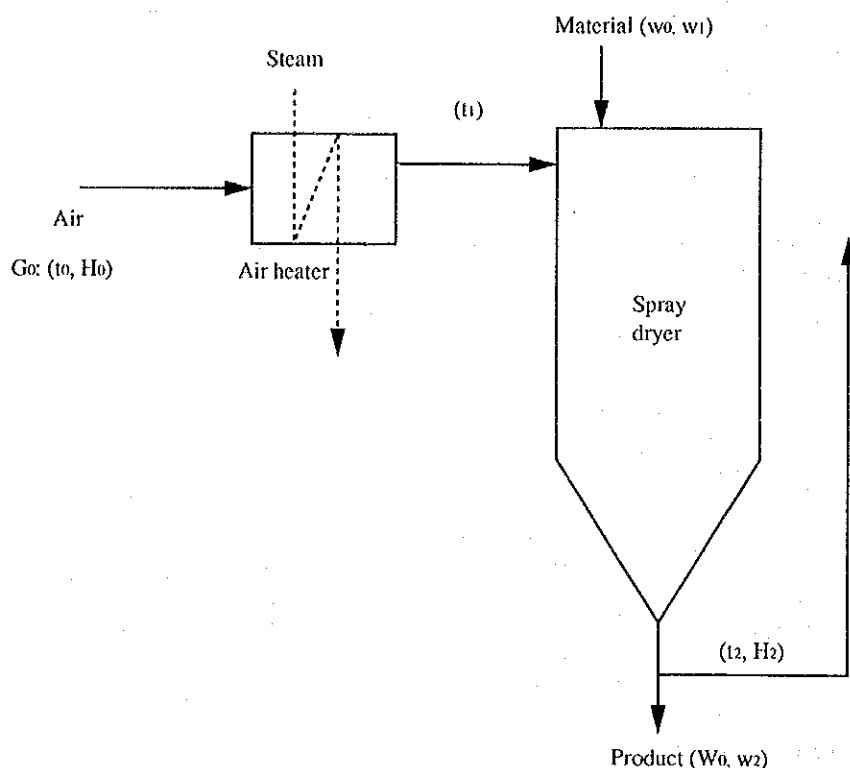
連続式熱風乾燥機の物質収支は次式となる。

$$G_0 (H_2 - H_0) = W_0 (W_1 - W_2)$$

| | | |
|-------|-------------|-------------------------------|
| G_0 | : 乾燥機に吹込む風量 | [kg-D.A./hr] |
| H_2 | : 排気湿度 | [Kg-H ₂ O/kg-D.A.] |
| H_0 | : 外気湿度 | [kg-H ₂ O/kg-D.A.] |
| W_0 | : 無水材料供給速度 | [kg/hr] |
| W_1 | : 含水率 | [kg/kg-無水材料] |
| W_2 | : 含水率 | [kg/kg-無水材料] |
| D.A. | : 乾燥空気 | |

熱効率は次のとおりである。

Figure 2.40 Spray Dryer



乾燥機内の熱収支は

$$Q' = G_{O1} C_{H1} (t_1 - t_2) = Q_0 + Q_n + Q_1$$

Q' : 乾燥機内で消費される熱量 [kcal/hr]

C_{H1} : 湿り比熱 [kcal/kg-D.A.・°C]

Q_0 : 水分蒸発のための熱量 [kcal/hr]

Q_n : 材料加熱のための熱量 [kcal/hr]

Q_1 : 熱損失 [kcal/hr]

熱風発生器で与えられる熱量 Q_1 [kcal/hr]は

$$Q_1 = G_{O1} C_{HO} (t_1 - t_0)$$

したがって乾燥機の熱効率 η は

$$\eta = (Q_0 + Q_n) / Q_1$$

となる。材料加熱に要する顕熱の大きいものは Q_n を無視することはできない。

いま熱損失を考えない場合 $\eta_{\max} = (t_1 - t_2) / (t_1 - t_0)$ となるが $t_2 > t_0$ (t_2 は最低 t_1 、 H_0 の湿球温度)なので本質的に 100% になることはない。 t_2 は 60~120°C、 t_0 は 0~

30℃であるから t_1 が高くなるほど η は大きくなり、400℃を超すと η は 60～70% となる。 t_2 が低くなるほど η は大きくなり、熱量的には経済的となるが材料と排気間の温度差が小となって装置容積が大きくなる。したがって t_2 には経済的に最適の温度が存在することとなる。

この値は各種乾燥機について経験的に与えられている。

(3) 熱エネルギーの使用の合理化

a. 材料の前処理

前段階のプロセスで極力水分を除去することが良い。可溶性成分はできるだけ濃縮したものを、不溶性の場合は機械的脱水によりできるだけ脱水したものを乾燥プロセスへ装入するのが良い。脱水装置の設備費は比較的高価であるが、消費エネルギーは、水分を熱的に蒸発除去する乾燥に比べれば、はるかに少ないからである。

b. 熱損失の防止

乾燥装置は、小型の場合一般に比表面積が大きくて放熱損失が大きくなりやすく、供給熱量の 10% を超えることがあるので、本体・空気加熱器および配管の保温を十分にする必要がある。次に熱風の漏れによる損失も意外と多いことがあり、フランジや回転部と固定部の接合箇所や材料の入口、製品出口等内圧に応じたシールが必要である。

c. 排気の循環

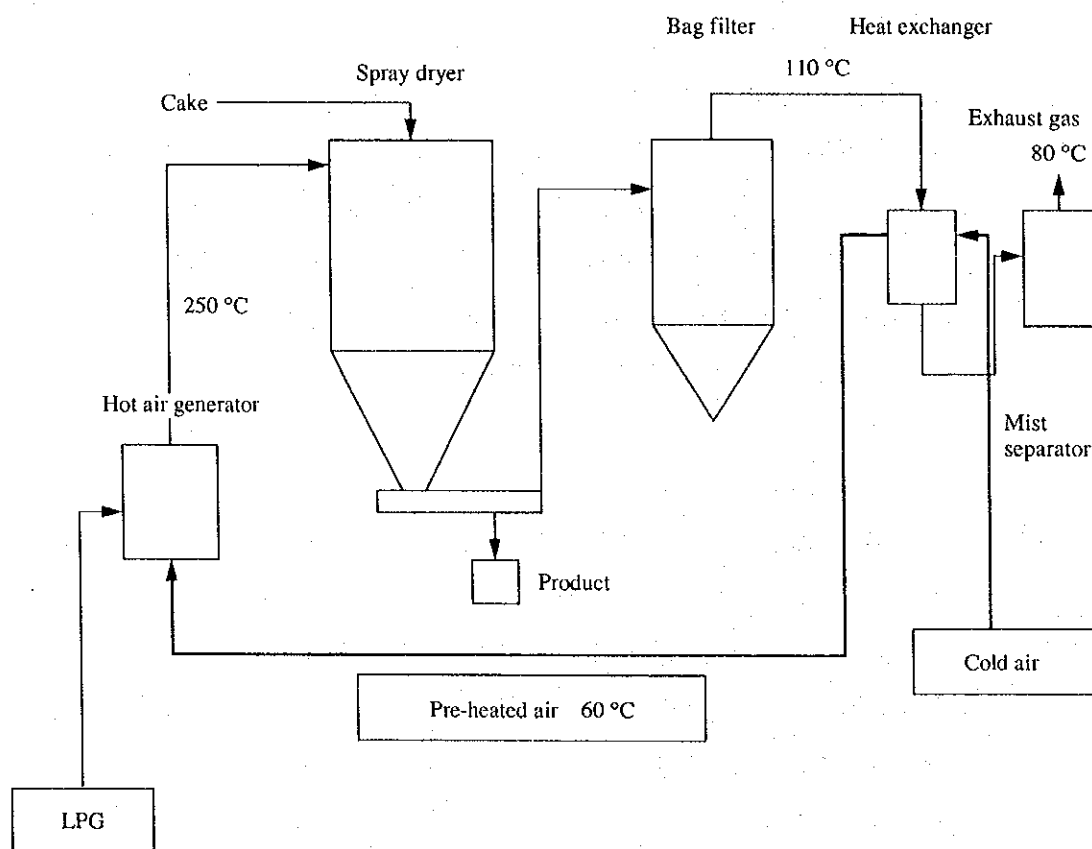
熱風乾燥器においては排気の持ち去る顕熱量が非常に大きい。これを減らすためには、温度を下げることのほか排風量を減らすことが重要である。排ガスの一部を循環して再使用すると熱効率は向上する。バンド通気乾燥器等のように、材料の進行方向に対して直角方向に大量の熱風を送り込む方式においては排気温度が高く、湿度が低いので、熱風の吹き込みをいくつかのセクションに分割して、後段側の排気を逐次前段側へ送気使用することとすれば効率が向上する。高温度で乾燥を行う場合は、湿度の増加による乾燥速度の低下率は小さいので、排風循環を応用できることが多い。

d. 排気からの顕熱回収

排気の持ち去る顕熱を回収し、乾燥用空気の予熱に利用する。この場合、熱交換器としてはプレート式熱交換器、ヒートパイプ等が適しているが、後者は設備コストが高いという難点がある。熱交換方式採用に当たって注意すべきことは、排気中に含まれるダスト、水分その他によって伝熱面が汚れ、場合によっては腐食も生ずることである。定期的な掃除と点検が必要である。

次に、排気の保有熱を熱交換器を用いず、直接回収する方法を検討すべきである。例えば、噴霧乾燥器において排気を被乾燥液体と直接接触させて濃縮すれば、排気顕熱をほとんど利用できることになる。排熱回収の例を Figure 2.41 に示す。

Figure 2.41 Waste Heat Recovery of Exhaust Gas



e. 排気からの潜熱回収

乾燥操作に消費された熱量のうち、水分の蒸発のために使われたものの割

合は非常に大きい。この蒸発水蒸気はすべて排気に同伴されるので、この潜熱が回収されれば熱効率は著しく向上する。回収の方法としては濃縮装置の加熱源とするためのヒートポンプによる回収等があり、排気の温度、湿度を考慮してプラント内での利用先を検討すべきである。

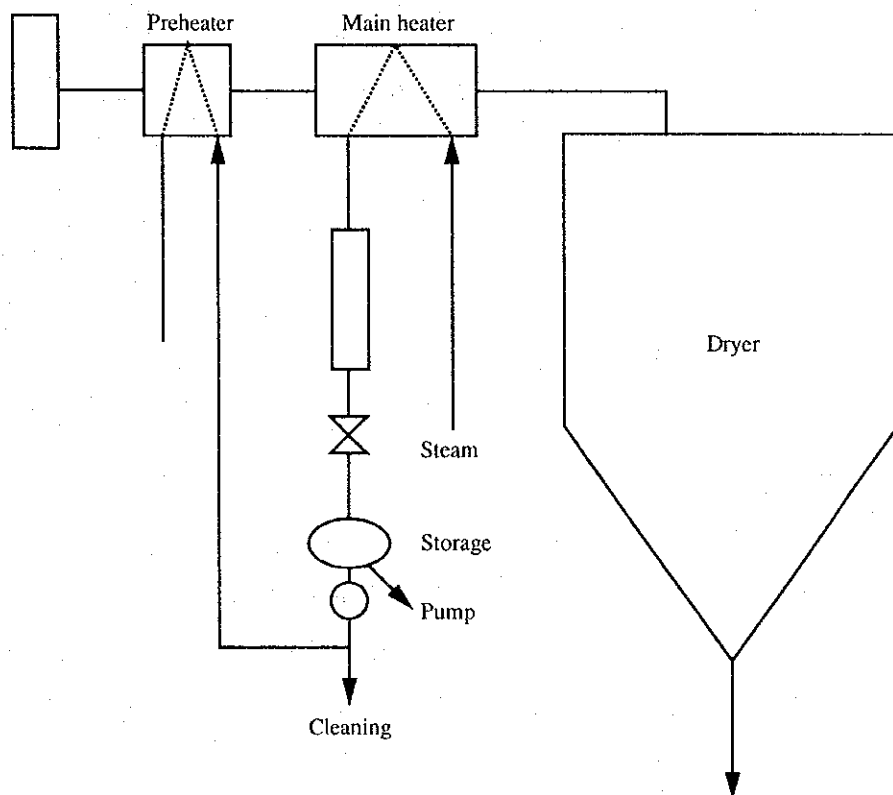
f. 乾燥製品の顕熱回収

乾燥製品の温度が比較的高い場合にはこれを空冷し、製品の保有熱を回収して乾燥用空気の前熱に利用する。乾燥製品の温度はそれほど高くないので、流動層を使って冷却空気前熱を行うと効率が良いことがある。

g. 加熱用蒸気コンデンセートからの顕熱回収

乾燥用空気加熱に蒸気を使用する場合には高温のドレンが得られるので洗浄用温水として利用する前に送風空気と熱交換することにより省エネルギーが図れる。Figure 2.42 に蒸気を使用するスプレードライヤーの熱交換例を示す。

Figure 2.42 Waste Heat Recovery of Condensate



h. その他

化学設備の中には反応生成物の冷却や蒸留塔、冷凍機のコンデンサ冷却に空気を使用することがしばしば見られる。これらの場合の排出空気温度は、それほど高くはないが風量が多いので、乾燥用空気に利用できることが多い。排風温度によっては、そのまま乾燥器へ送入できる場合もあり、省エネルギー効果は大きい。

2.2.7 ヒートポンプ、冷凍装置

(1) ヒートポンプの種類

低所から高所へ液体を汲み上げる装置がポンプであるが、ヒートポンプは低温の熱エネルギーを汲み上げ利用可能な条件で放出させる装置である。冷媒の蒸発器側から熱を取り込み、凝縮器側に熱を放出するもので、そのうち常温より低い温度で熱を汲み上げ低温を得ることを目的とするものが冷凍装置である。

近年、圧縮式の冷凍機をヒートポンプ式に用いるユニークなタイプの乾燥装置が考案された。これは乾燥器で非乾燥物より水分を奪った湿潤空気を冷凍機の蒸発器部分に導き、水分を凝縮分離したあと冷凍機の凝縮器部分において加熱昇温させて乾燥器に再び送入するという型式である。即ち被乾燥物を乾燥させるために費やされた熱エネルギーは、冷凍機の蒸発器部分で水の凝縮潜熱として回収され、凝縮器部分で空気に再び与えられるので、熱的にクローズの系が構成され、外に排出されるのは被乾燥物から奪った水分のみとなる。

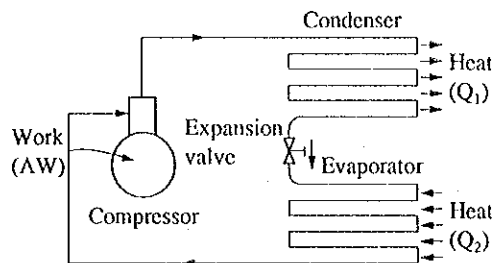
ヒートポンプには、蒸気圧縮式・蒸気噴霧式・吸収式・ケミカル式等多种の方式があるが、経済性や性能の面から考えると現状では蒸気圧縮式と吸収式が実用的である。この2つの方式は、作動媒体の蒸発と凝縮の過程を利用して熱を移動させることを基本原理としている。

(2) 蒸気圧縮式のサイクル

蒸気圧縮式の基本的な構成を Figure 2.43 に示す。

圧縮機で圧縮されて高温高圧となった作動媒体は凝縮器で外部に熱を放出して液体となり、次に膨張弁を通して減圧されて蒸発器に入り、外部から熱を吸収して再びガスとなり圧縮機に入る。

Figure 2.43 Vapor Compression Type Heat Pump Cycle



このサイクルの途中で作動媒体は、圧縮機において外部から仕事をされる。この仕事量を $W \text{ kg} \cdot \text{m}$ とし、蒸発器で吸収する熱量を $Q_2 \text{ kcal}$ 、凝縮器で放出する熱量を $Q_1 \text{ kcal}$ とすれば、

$$AW = Q_1 - Q_2 \quad A = (1/427) \text{ kcal/kgf} \cdot \text{m}$$

の関係がある。

サイクルにおける作動媒体の種々の状態変化を知るために、一般に使用されている線図には、

a. 圧力-エンタルピー線図 (P-i 線図):

縦軸に圧力 P、横軸にエンタルピー i をとった線図

b. 温度-エンタルピー線図 (T-s 線図):

縦軸に絶対温度 T、横軸にエンタルピー s をとった線図

があるが、P-i 線図が各種の設計計算や操業解析用に便利のため多く利用されている。

P-i 線図上にサイクルを図示したものが Figure 2.44 である。A 点は圧縮機に吸入される作動媒体の状態 (低温低圧) で、圧縮されて B 点の状態 (高温高圧) になる。このとき理論的には、断熱圧縮で等エンタルピー線上にあり、圧縮仕事 $W \text{ (kgf} \cdot \text{m/kg)}$ は、

$$AW = i_B - i_A$$

ここで、

i_A : 圧縮機吸入口でのエンタルピー (kcal/kg)

i_B : 圧縮機出口でのエンタルピー (kcal/kg)

A : 1/427 (kcal/kgf·m)

蒸発器での冷凍効果 (冷媒 1kg 当たりの冷凍能力) q_c は、

$$q_c = i_A - i_B \quad (\text{kcal/kg})$$

ただし、

i_D : 蒸発器入口でのエンタルピー (kcal/kg)

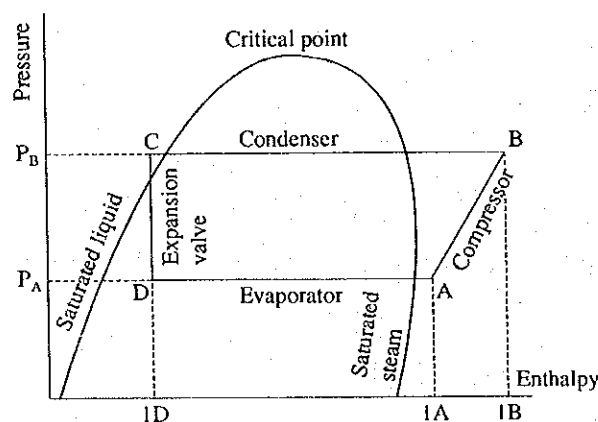
また冷凍効果と圧縮仕事との比を成績係数といい、 E で表すと、

$$E = (i_A - i_D) / (i_B - i_A)$$

ヒートポンプについては凝縮器で利用できた熱と圧縮仕事の比を成績係数とする。

$$E_h = (i_B - i_C) / (i_B - i_A) = 1 + E$$

Figure 2.44 P-i Diagram



このようなクローズドサイクルの蒸気圧縮式ヒートポンプのほかに、蒸留装置や蒸発装置で発生する蒸気を直接圧縮してこれを熱源として利用するオープンサイクルヒートポンプもある。

(3) 圧縮機

圧縮機は圧縮機構により往復動式、遠心式、回転式に区分される。往復動式は小容量のものから大容量のものまで、またどんな温度条件でも大体使用できる。しかし容量が大きなものでは遠心式の方が安価となるが、遠心式は圧縮比が大きくなると割高になり、かつ容量の小さい場合は効率が悪くなる (40m³/min 以下の場合)。回転式に属するスクリュウ圧縮機は容量による効率の差違が少なく、かつ圧縮比も 1 段で往復動式 2~3 段に相当するものが開発されて、広く

使用されている。

高圧縮比で圧縮機の運転を行うと体積効率の低下、吐出ガス温度の上昇による潤滑油の劣化、炭化および吐出弁の破損等が発生しやすくなる。通常 1 段圧縮は圧縮比 8~10 以下とし、それ以上の場合は、2 段または 3 段圧縮方式を採用する。

(4) 冷媒

冷媒は冷凍サイクル内における熱力学的変化の媒体であり、次の特別な性質を持つ物質である。

a. 物理的性質

- 1) 臨界温度が常温より高く、凝固点が低い。
- 2) 蒸発熱が大きい (冷媒循環量が少なくて済む)。
- 3) ガスの比熱比、即ち (定圧比熱)/(定容比熱) が小さい。
- 4) 成績係数が大きい。
- 5) ガスの比体積が小さい (圧縮機の容積が小さくて済む)。
- 6) 凝縮圧力および蒸発圧力が適当である。

b. 化学的性質

- 1) 使用条件下で化学的に安定である。
- 2) 不活性で腐食性がない。
- 3) 潤滑油への溶解度が小さい。
- 4) ガスおよび液とも粘度が小さい。
- 5) 熱伝導度が大きい。

冷媒としてはアンモニアとともにハロゲン化炭化水素が多く用いられている。しかし、最近大部分のハロゲン化炭化水素が成層圏のオゾン破壊の原因となることが明らかになり、使用が禁止された。

規制対象外の冷媒についての特性値を、Table 2.9 および Table 2.10 に示す。
また冷媒の P-i 線図を Figure 2.45 に示す。

蒸発温度が -80°C 以下になるとパラペン R-22、アンモニア等の高温用冷媒では、蒸発温度に相当する飽和圧力が非常に低く、高真空となるため圧縮機の体積効率が著しく低下する。したがって、この温度範囲では飽和圧力が比較的高い冷媒 (エタン、エチレン) を低温側冷媒として使用する 2 元冷凍サイクルを組むことが多い。

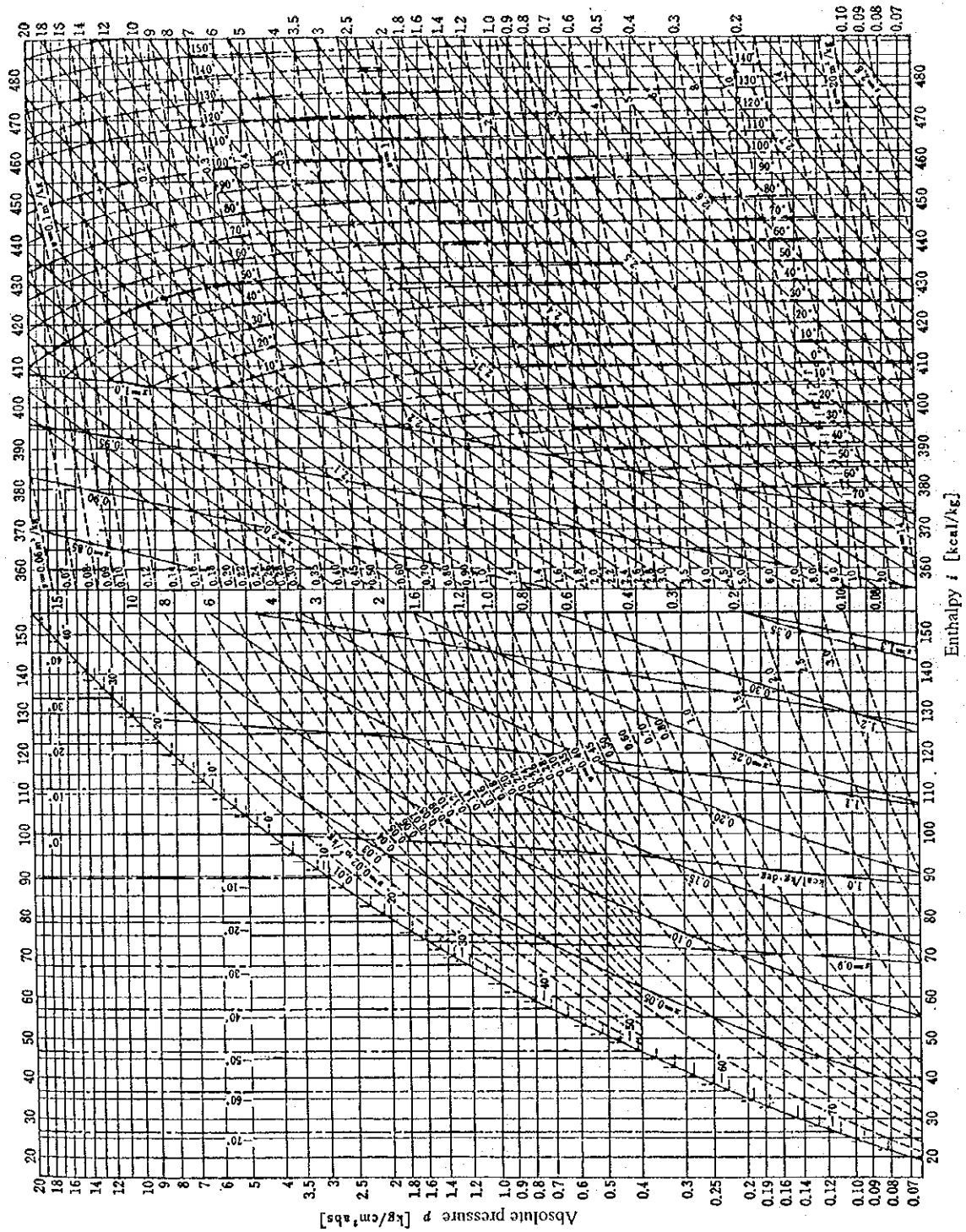
Table 2.9 Refrigerant Properties (for High Temperature)

| Classification of refrigerants | | Ammonia | Propane | Propylene | n-butane | i-butane |
|---|---------------------------|---------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Chemical formula | | NH_3 | C_3H_8 | C_3H_6 | C_4H_{10} | C_4H_{10} |
| Molecular weight | | 17.03 | 44.06 | 42.08 | 58.12 | 58.12 |
| Boiling point (at atmospheric pressure) | $^{\circ}\text{C}$ | -33.3 | -42.3 | -41.0 | -0.5 | -11.7 |
| Freezing point (at atmospheric pressure) | $^{\circ}\text{C}$ | -77.7 | -189.9 | -185.2 | -135 | -145 |
| Critical temperature | $^{\circ}\text{C}$ | 133 | 94.4 | 91.8 | 152.2 | 134.9 |
| Critical pressure | kg/cm^2 (abs) | 116.50 | 46.51 | 47.0 | 38.7 | 37.2 |
| Evaporation pressure at -15°C | " | 2.410 | 2.946 | 3.70 | 0.576 | 0.921 |
| Condensation pressure at 30°C | " | 11.895 | 10.918 | 13.10 | 2.92 | 4.18 |
| Compression ratio at $T_e = -15^{\circ}\text{C}$ and $T_o = 30^{\circ}\text{C}$ | | 4.94 | 3.706 | 3.54 | 5.07 | 4.54 |
| Heat of evaporation at -15°C | kcal/kg | 313.53 | 94.56 | 96.10 | 95.00 | 88.6 |
| Refrigerating capacity at standard refrigerating cycle | " | 269.03 | 70.68 | 72.8 | 74.2 | 65.3 |
| Refrigerant circulation amount per ton of Japan refrigerating capacity | kg/h | 12.34 | 46.97 | 45.6 | 44.7 | 50.8 |
| Specific volume of saturated steam at -15°C | m^3/kg | 0.5087 | 0.1548 | 0.142 | 0.623 | 0.400 |
| Specific volume of saturated liquid at 25°C | L/kg | 1.6588 | 2.053 | 0.647 | 1.740 | 1.81 |
| Compressor discharge temperature | $^{\circ}\text{C}$ | 98 | 36.11 | 42.0 | 32.0 | 27.0 |
| Theoretical piston displacement per ton of Japan refrigerating capacity | m^3/h | 6.278 | 7.272 | 6.48 | 27.8 | 20.3 |
| Theoretical indicated horsepower per ton of Japan refrigerating capacity | | 1.08 | 1.079 | 1.09 | 1.02 | 1.14 |
| Coefficient of performance | | 4.87 | 4.80 | 4.78 | 5.10 | 4.53 |

Table 2.10 Refrigerant Properties (for Low Temperature)

| Classification of refrigerants | | Ethane | Ethylene | Methane |
|--|--------------------------|----------|----------|----------------------------|
| Chemical formula | | C_2H_6 | C_2H_4 | CH_4 |
| Molecular weight | | 30.07 | 28.05 | 16.04 |
| Boiling point (at atmospheric pressure) | °C | -88.6 | 103.90 | -161.49 |
| Freezing point (at atmospheric pressure) | °C | -172 | -169.5 | -182.48 |
| Critical temperature | °C | 32.3 | 9.2 | -82 |
| Critical pressure | kg/cm ² (abs) | 49.8 | 51.7 | 45.80 |
| Evaporation pressure at -100 °C | " | 0.536 | 1.28 | 26.60 |
| Condensation pressure at -30 °C | " | 10.86 | 19.7 | Critical point or above |
| Compression ratio at $T_c = -100$ °C and $T_o = -30$ °C | | 20.3 | 15.4 | — |
| Heat of evaporation at -100 °C | kcal/kg | 121.7 | 113.4 | 72.8 |
| Refrigerating capacity at standard refrigerating cycle $T_E = -100$ °C and $T_o = -30$ °C | " | 77.0 | 69.3 | — |
| Refrigerant circulation amount per ton of Japan refrigerating capacity | kg/h | 43.1 | 47.9 | — |
| Specific volume of saturated steam at -100 °C | m ³ /kg | 0.880 | 0.378 | 0.022 |
| Specific volume of saturated liquid at -30 °C | L/kg | 2.17 | 2.27 | — |
| Compressor discharge temperature | °C | 36 | 49 | — |
| Theoretical piston displacement per ton of Japan refrigerating capacity | m ³ /h | 37.9 | 18.1 | — |
| Theoretical indicated horsepower per ton of Japan refrigerating capacity | | 4.1 | 3.3 | — |
| Coefficient of performance | | 1.7 | 1.6 | — |

Figure 2.45 P-i Diagram of Ammonia



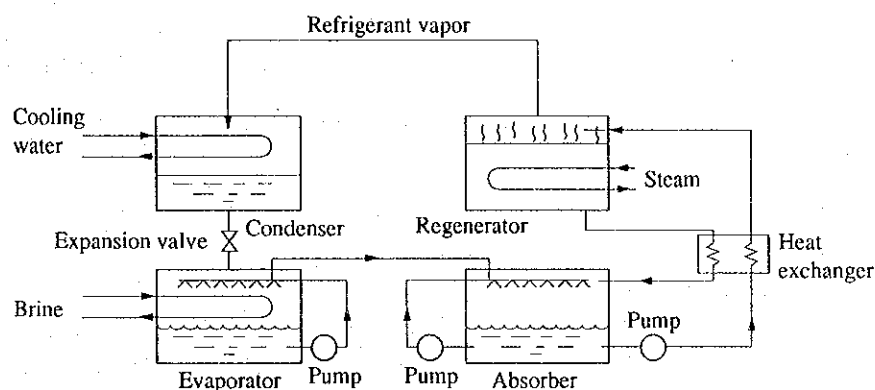
Source: "JSME Data Book: Heat Transfer" by Japan Society of Mechanical Engineers

(5) 吸収式のサイクル

吸収式ヒートポンプは作動媒体を吸収液に吸収させたとき、その濃度に対応して生じる分圧の変化を利用するものである。作動媒体を機械的に圧縮する必要はないが、吸収液から作動媒体を蒸発させて、吸収液を濃縮するための駆動用熱エネルギーとして、スチーム、温水、燃焼排ガス等が必要である。

吸収式ヒートポンプの構成を Figure 2.46 に示す。蒸発器でブラインから熱を得て蒸発した作動媒体は吸収器で吸収液に吸収される。濃度の下った吸収液は熱交換器を経て再生器に送られ、加熱されて作動媒体を蒸発させ、濃縮され、吸収器に戻る。蒸発した作動媒体は凝縮器で冷却されて液化し、膨張弁で減圧して蒸発器に噴霧する。

Figure 2.46 Absorption Type Heat Pump



吸収式ヒートポンプには、このように高温の駆動用熱源を必要とする第1種吸収式ヒートポンプと、高温熱源は必要としないが低温の冷却水を必要とする第2種吸収式ヒートポンプがある。それぞれのサイクルを Figure 2.47 と Figure 2.48 に Duhring 線図で示す。

第2種吸収式ヒートポンプでは排温水等の低温熱源により蒸発した作動媒体が、吸収液に吸収されるときに吸収熱を利用する。蒸発温度よりも沸点上昇に相当するだけ温度の高くなった吸収液の熱を利用するので、排温水より高温の温水が得られる。

これらの吸収式ヒートポンプには、吸収液と作用媒体の組合せとして、LiBr、LiCl、 H_2SO_4 の水溶液と水、水とアンモニア、テトラエチレングリコール・ジメチルエーテルと R-22、LiBr とメタノール等が用いられる。吸収式ヒートポンプは比較的大容量の用途に適している。

Figure 2.47 Dühring Chart for Heat Pump (Type 1)

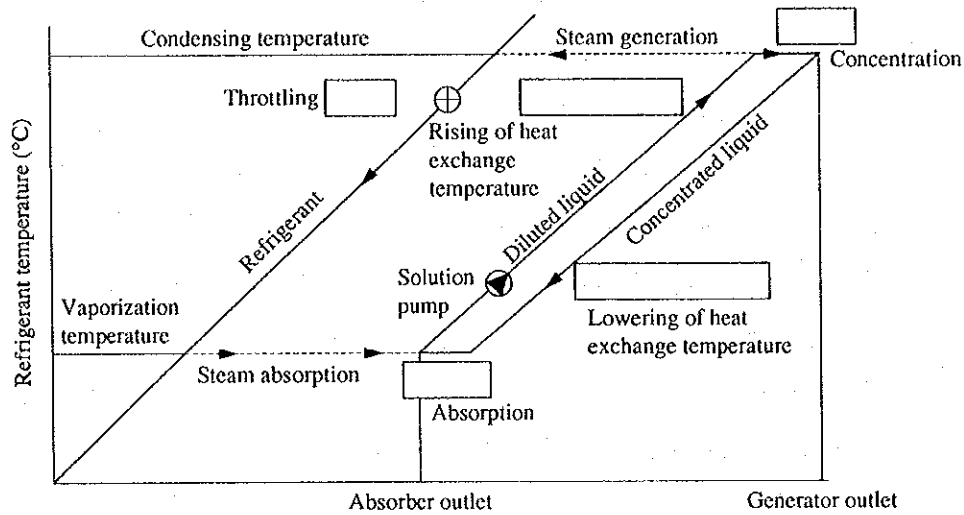
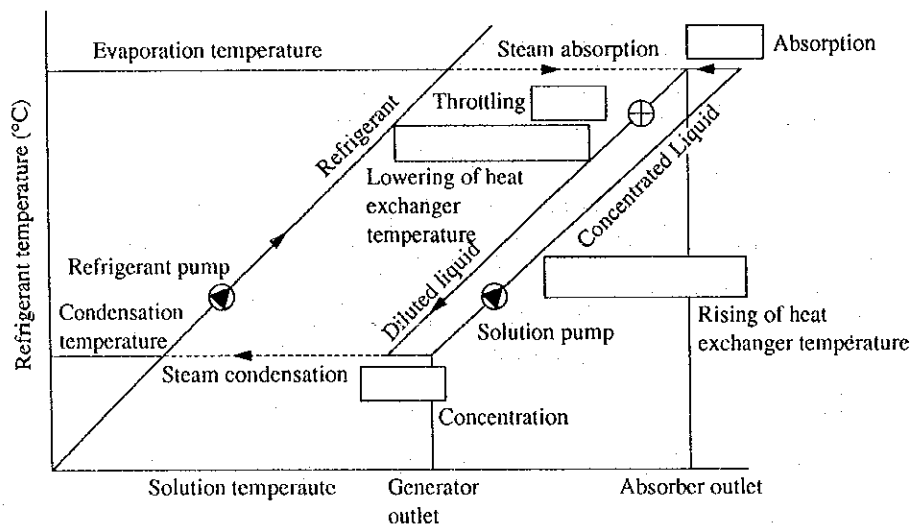


Figure 2.48 Dühring Chart for Heat Pump (Type 2)



(6) ブライン

間接冷凍法における冷却の仲介をする塩類溶液をブラインという。ブラインとして、最も多く使用されている塩類は塩化カルシウム (CaCl_2) であり、このほかには塩化ナトリウム (NaCl)、塩化マグネシウム (MgCl_2)、メタノール、エタノール、エチレングリコール、グリセリン等がある。Figure 2.49 にブラインの比熱を、Figure 2.50 に比重と凍結温度を示す。

Figure 2.49 Specific Heat of Brine

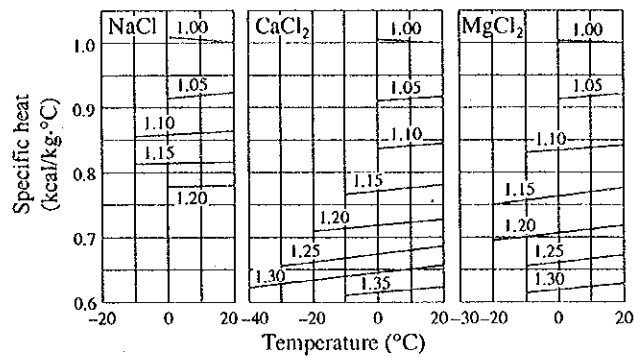
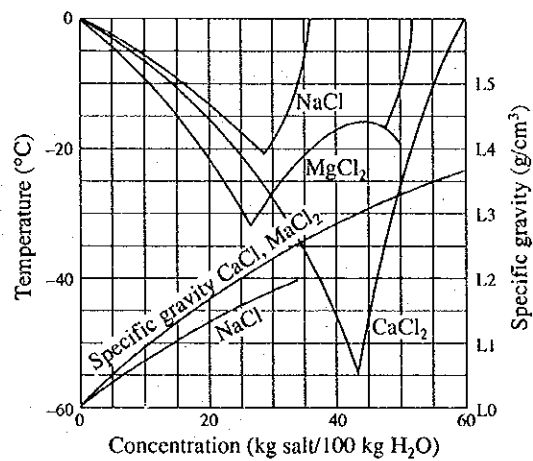


Figure 2.50 Freezing Temperature and Specific Gravity of Brine



(7) 冷凍能力の単位について

冷凍装置の冷凍の能力を表わす単位を定めておくことは便利であるが、各国ごとに数値が違っているので、混乱を生じないように注意を要する。次にその例を示す。

(日本) 1t の 0℃の水を 24 時間で 0℃の氷にする冷却能力を 1 冷凍トンといい 3,320kcal/h に相当する。

(米国) 200BTU/min を 1 冷凍トンといい、24 時間で温度 32° F の氷 2,000 ポンドを融解する熱量に相当する (200BTU/min ≒ 3,023kcal/h)。

(8) 冷凍エネルギー使用の合理化

Table 2.11 に冷凍・ヒートポンプ設備の省エネルギー手法を示す。

Table 2.11 Energy Conservation Method of Refrigerator and Heat Pump Equipment

| Method of Energy Conservation | | Freezer | | Heat Pump | Remarks | |
|--|--|---|---------|-----------|-------------------------|-------------------------|
| | | Steam Comp. | Absorp. | | | |
| Decrease in Load | Decrease in Freezing (Heating) Load | ○ | ○ | ○ | | |
| | Decrease in Conveying System Drive | ○ | ○ | ○ | | |
| Conv. Dr. | | | | | | |
| Improvement of Efficiency | Cycle Improvement | Adoption of Supercooling-Economizer | ○ | — | ○ | |
| | | Steam Temperature Rise | ○ | ○ | ○ | High Heat Transfer Pipe |
| | | Condensation Temp. Drop | ○ | ○ | ○ | High Heat Transfer Pipe |
| | | Selection of Optimum Refrigerant | ○ | △ | ○ | Mixed Refrigerant, etc. |
| | | Heat Transfer Promotion in Heat Exchanger | — | ○ | — | High Heat Transfer Pipe |
| | | Decrease in Solution Circulation | — | ○ | — | |
| | Others | Decrease in Auxiliary Equipment Power | ○ | ○ | ○ | |
| | | Waste Gas Heat Recovery | — | ○ | — | Direct Firing |
| | Partial Load Efficiency Increase | Division into Number of Units complying with Annual Load Conditions | ○ | ○ | ○ | |
| | | Good Capacity Control System of Partial Load Characteristics | ○ | ○ | ○ | |
| Volume Change of Cooling Water (Brine) Side | | ○ | ○ | ○ | | |
| Inlet Temperature Control of Cooling Water (Brine) | | ○ | ○ | ○ | | |
| Optimum Air Ratio Control | | — | ○ | — | Direct Firing | |
| Load Change Response Improvement | Optimum Operation by Microcomputer | ○ | ○ | ○ | | |
| | Electronically Controlled Expansion Valve | ○ | — | — | For miniatures | |
| | Microcomputer Control of Solution Circulation Amount | — | ○ | — | | |
| | Cascade Control by Cycle Temperature | — | ○ | — | | |
| | Decrease in Solution Retention | — | ○ | *1) | | |
| Control | Fouling Countermeasure | ○ | ○ | ○ | Automatic Tube Cleaning | |
| | Accurate Hot-Cold Switchover | — | *1) | ○ | Direct Firing | |
| | Maintenance of Air-Tightness | ○ | ○ | ○ | | |

*1) In case of absorption type heat pump 0.

a. サイクルの改善

凝縮器のあとに過冷却器を設け、冷却水により作動媒体液を過冷却することにより冷凍効果を増加させ、媒体循環量の減少をはかるものである。

圧縮を 2 段にして、中間段をエコノマイザと結ぶ。凝縮器出口の液をエコノマイザで中間段の圧まで減圧すると、一部は蒸発し、媒体温度は中間段圧に相当する飽和温度まで降下し、冷凍効果が増加する。その結果、2 段目の圧縮動力は余り変わらないが、1 段目の圧縮動力を減らすことができる。

b. 容量調整

負荷が減少した時、冷水量を負荷に応じて減らせばポンプ動力の減少がはかれる。

冷水量、蒸発器に入る冷水温度を一定にすると、負荷の少ないときは出口冷水温度、したがって蒸発温度が上昇し、圧縮機動力が減少する。

圧縮機の吸入量を減らす方法として、往復動型圧縮機では、

- 1) 多シリンダ型で負荷に応じて吸入弁を遊ばせて、段階的にシリンダを無負荷にする「吸入弁開放方式」
- 2) シリンダごとにバイパス弁を設けて圧縮行程を行わせない「シリンダヘッドバイパス方式」
- 3) 高温の吐出ガスを膨張弁と蒸発器の間へ注入する「ホットガスバイパス方式」
- 4) シリンダにクリアランスポケットを設けて、見かけ上の容積効率を下げる「クリアランス増加方式」
- 5) 駆動モータを変速する「モータスピードコントロール方式」

がある。

1)、2)、5) の方式は消費動力の低減につながる。3) の方式は消費動力が不変なので、0～25%の容量減少に使うにとどめるのが望ましい。

遠心式圧縮機では、吐出弁を閉めるのが最も簡便な方法ではあるが、サージング領域に入ると運転に支障をきたす。吸入口に数枚のガイドベーンを設け、この傾きを変えることによって容量を変える「吸入ベーンコントロール方式」がサージングの心配がなく、かつ消費動力を節減できる良い方式である。

c. 非凝縮性ガスのパージ

循環冷媒中に非凝縮性ガスが混入していることがある。このガスの成分は N_2 、 O_2 、 H_2 、 Cl_2 および炭化水素等である。このガスの混入原因は、装置に冷媒を注入する前に行う装置内空気の抜き出し不十分や潤滑油の分解、装置内での化学反応等である。冷媒中に非凝縮性ガスが混入していると凝縮

器の伝熱を阻害したり、あるいは器内の一部の空間を占拠して伝熱面を減少させる。その結果、凝縮圧力が上昇して冷凍機の入力を増加させたり、冷凍能力の低下を生ずる。非凝縮性ガスの混入を確認するには、装置を停止して凝縮器のみに通水する。十分時間が経過して水温と冷媒温度が等しくなったときの圧力が、冷媒の飽和蒸気圧よりも高ければ非凝縮性ガスが混入している。

例えば、10℃に相当する圧力の差異があると、実運転中には 20～25℃凝縮温度が上昇するといわれている。非凝縮性ガスのパージは、凝縮器の上部や末端等のガスのたまりやすい場所に、特殊のパージ装置を取り付けて行う。

d. 伝熱面の汚れ

凝縮器が水冷の場合に硬度の高い井戸水や汚れた水を使用すると、伝熱面にスケールが付着して伝熱が阻害される。その結果、凝縮温度と圧力が上昇する (Figure 2.51 参照)。このため圧縮機の消費動力が増大する (Figure 5.52 参照)。

Figure 2.51 Heat Transfer Surface Fouling and Condensation Temperature

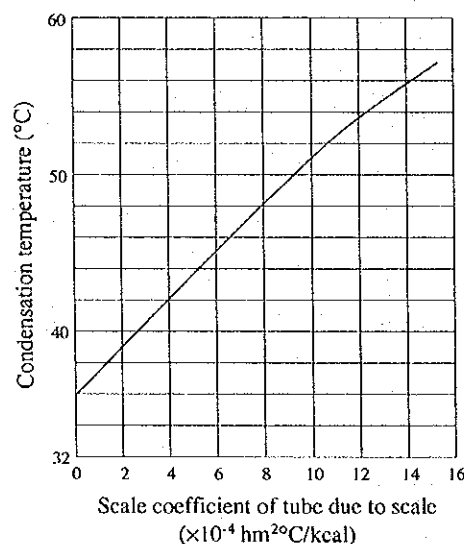
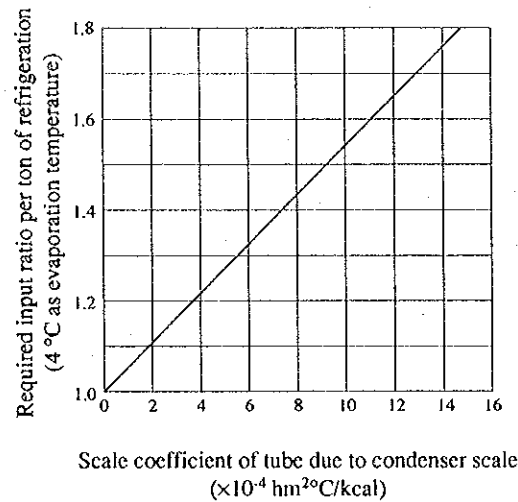


Figure 2.52 Effect of Scale on Refrigeration Capacity

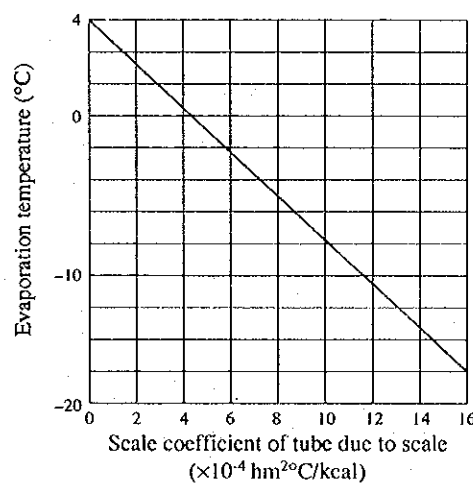


凝縮圧力は冷却水の温度に最も大きく左右されるので、伝熱面が清浄の時の水温と凝縮圧力の関係を確認しておき、運転中はたえず凝縮圧力を正常値と比較し、両圧力差が大きくなったら伝熱面の清掃を行うこと。

空冷凝縮器の場合は、冷却用空気の温度が消費動力に影響するので、発熱する機器の近傍や屋内での設置を避け、屋外の新鮮空気を利用すべきである。

蒸発器についても伝熱面が汚れると必要な寒冷を与えるための蒸発温度、圧力が低下し (Figure 2.53 参照) 消費動力増加につながるので、運転中は留意する必要がある。

Figure 2.53 Effect of Scale on Evaporation Temperature



c. 保冷について

機器、配管の低温部が多少でも露出していると熱の侵入によって冷凍負荷の増加となる。更に、表面に接している空気の温度が露点に達して結露が起こり、保冷材がこの水分を吸収し、熱伝導度が大となり保冷効果が著しく低下する。保冷材は接着剤等で表面に密着させるように施工し、かつ保冷材外表面をアスファルトルーフィング (2~3 層) で完全に覆って外気が保冷材中に侵入できない構造とすれば、空気中の水分の凝縮による保冷効果の低下が防止できる。

2.2.8 加熱炉

化学工業では反応あるいは分離のため、原料を加熱する工程が多く、その温度範囲も 100℃程度から 1,000℃以上と広い範囲に及んでいる。着火に対する安全性や、変質に対する配慮からスチームを熱源とする場合が多いが、燃焼ガスや熱媒油による加熱も行なわれる。

加熱炉には種々な型式があるが、被熱物の性状、加熱温度、処理量、連続・非連続の別等に応じ適切なものを選ばなければならない。

加熱炉の分類は、業種別、用途別、製品移動方法別、使用燃料別、加熱方式別、熱回収システム別、形状別等によりそれぞれ固有の分類が行われている。ここでは主として加熱・熔融・反応等の用途と、直接もしくは間接の加熱方法および堅型・横型・槽窯等の炉形状に着目して分類を行う。

- ・流体加熱型炉 : ボイラ、パイプスチル等
- ・固体熔融炉 : 平炉、反射炉、坩堝炉、転炉等
- ・固体加熱炉 : トンネル炉、輪窯、断続型加熱炉等の直接加熱型と、レトルト型炉、マツフル炉等の間接加熱型がある。
- ・回転炉 : 内熱式のセメントキルン、外熱式の焼成炉、回転型熔融炉等
- ・堅型炉 : 発生炉、熔鋇炉、乾溜炉等
- ・流動層炉 : 流動層型ガス発生炉
- ・気流反応炉 : ガス化炉
- ・多段床もしくは回転炉床炉 : ヘレショフ炉

- ・焼結炉

- ・反応炉 : アンモニア合成ガス改質炉、塩化水素反応炉等

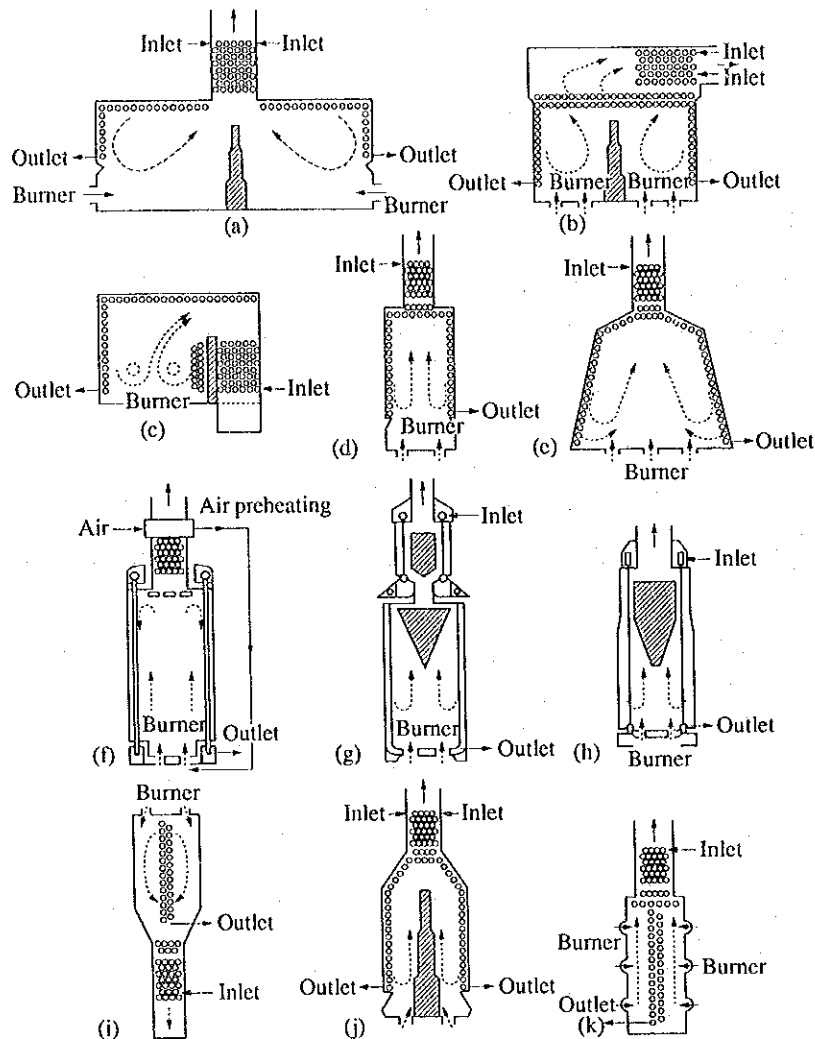
以下代表的なものとして、パイプスチルと熱媒加熱装置について述べる。

(1) パイプスチル

石油精製、石油化学の工場においては、石油類の加熱にパイプスチルが多く使用される。パイプスチルは輻射部と対流部を有し、輻射部は炎より直接輻射熱を吸収する部分であり、対流部は燃焼ガスから対流伝熱により熱を吸収する部分である。

Figure 2.54 はパイプスチルの代表的型式であって、図中に加熱管の配列と燃焼ガスの流れ方向を示す。それぞれの型式の長所、短所は次に説明する。

Figure 2.54 Various Furnace Types of Pipe-Still



- (a) Large box-type (b) Separate-convection (Lummus)
 (c) Down-convection (d) Straight-up (Born) (e) A-frame (Kellogg)
 (f) Circular (DeFelorez) (g) Large isoflow (Petrochem)
 (h) Small isoflow (Petrochem) (i) Equiflux (UOP)
 (j) Double-upfired (UOP) (k) Radiant-upfired (Selas)

a. 炎の衝突

炎が大きすぎると管を傷めやすい。特に (c) 型の対流部入口、(j)、(d) 型の下方部が傷みやすい。

b. 熱分布

(a)、(c) 型は、炉内に大きな空間があるので熱分布は不均一となりやすい。ほかの型は問題が少ない。

c. 2 系統加熱

c) 型以外は相似形であるから、2 系統を相似に配列すればほぼ均一な加熱を行うことができる。2 系統の加熱量が異なるときは、隔壁のある型式を使用する。

d. 加熱量調節

(i)、(k) 型は加熱量を任意に調節することができ、特に 540～810℃の高温加熱に適している。(f)、(g)、(h) の円筒形および輻射受熱面の多い型式は、低負荷運転ができる。

e. 容量

(c)、(d)、(h)、(i)、(k) 型は低容量に、(a)、(b)、(c)、(j) 型は大容量に適する。

f. 煙突

(a)、(b)、(c)、(i) 型は煙突を必要とするが、その他の型式では炉自身が煙突の役目を果たしているので煙突は不要。

g. その他

(g)、(h) 型は対流部にフィンチューブを使用しているので、対流部の伝熱量が輻射部より多くなることがある。燃焼ガスを循環すると、炎温度は低下するが対流伝熱が増加する。

相似形の炉は熱負荷が均一でコーキング、分解等が起こらず利点が多い。一般に輻射伝熱量は 16,000～54,000kcal/m²h であるが、コークスが蓄積すると伝熱係数の低下が著しいので、定期的掃除が必要である。排ガス損失の低減と流体保有熱の回収を行うことにより、パイプスチルの熱効率は 80～90%に達する。

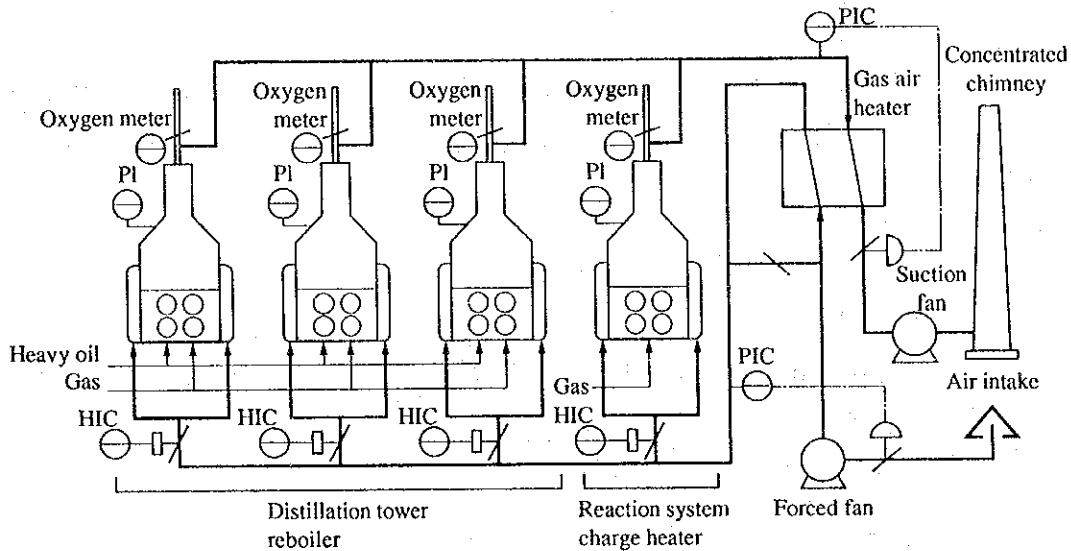
パイプスチルの省エネルギー対策として、日本で実施されている 1 例を示す。

- ・加熱炉対流部のチューブのスタッドチューブ化による効率の向上
- ・排ガス/燃焼用空気の熱交換器設置による空気の予熱 (約 290℃ Figure

2.55)

- ・低過剰空気バーナの採用および空気浸入防止による低空気比 (1.2 以下) での安定燃焼

Figure 2.55 Energy Conservation Measures for Pipe Still



(2) 熱媒加熱装置

可塑剤、脂肪酸、高級アルコール、有機薬品等の真空蒸留、植物油、硬化油の真空脱臭、エステル化反応、縮合反応、水添、脱水素反応等の反応装置では、250～350℃における操作を要求されることが多い。熱媒の使用によって、例えば、300℃の加熱源が1気圧の圧力で得られるので電熱法、直火法、熱水加熱法等に比べて便利な方法である。圧力が低い以外に均一加熱、精密温度調節、急速加熱および冷却が可能等の特徴を有している反面、設備費と熱媒が高価である。

一般に使用される熱媒を Table 2.12 に示す。250～350℃では有機系の熱媒油が、350～500℃では KNO_3 、 NaNO_2 等の溶融塩が、450～700℃では Na、K、Hg 等の溶融金属が使用される。

熱媒の加熱は、小型ボイラに類似の缶型または水管型が使用される (Table 2.13 参照)。

ジャケットや加熱管およびコイル等に、空気が残存していると伝熱係数が著しく低下するとともに熱媒の酸化による劣化が促進されるので、系内の空気を完

全に除去する必要がある。コイルの場合は、空気抜きが難しいのでコイル末端にベント用箱を設けてこれからベントをとるほか、熱媒注入前に予め系内を真空にして、空気をできるだけ排除しておくことが望ましい。

Table 2.12 Physical Properties of Thermal Fluids

| Property | Dowtherm A* | Dowtherm B* | Fused salt Hi Tec † | Oil Mobilthem 600 ‡ | Oil Mobilthem light ‡ | Hydrothem § 750-200 | Hydrothem § 700-160 | Therminol ¶ FR-2 | Mercury | NaK |
|---|---|--|------------------------|---------------------------------------|-----------------------------|------------------------|------------------------|---------------------|--------------|--------------|
| Chemical formula | (C ₄ H ₉) ₂ O | C ₄ H ₉ Cl ₂ (C ₄ H ₉) ₂ | NaNO ₂ | NaNO ₂ KNO ₃ | | | | | Hg | 44 wt. NaK |
| Molecular weight | 165 | 147 | 92 | | | | | | | |
| Specific gravity at 212°F | 0.997 | 1.181 | 1.98(300 °F) | 0.90 | 0.930 | 1.11 | 1.08 | 1.38 | 13.35 | 0.84(600 °F) |
| Melting point, °F. | 53.6 | -6.7 | 288 | 20(pour point) | -20(pour point) | 5(pour point) | -40(pour point) | 20(pour point) | -38.2 | 65 |
| Boiling point, °F. (atm. pressure) | 495.8 | 352 | | >600 | >400 | | 644 | 674.4 | 1,518 | |
| Flash point, COC. °F | 255 | 155 | | 360 | 250 | 475 | | 379 | | |
| Specific heat of liquid, B.t.u./(lb.)(°F.) | 0.526(496°F) | 0.412(352°F) | 0.373(300°F) | 0.580(500°F) | 0.58(300°F) | 0.56(600°F) | 0.64(500°F) | 0.333(500°F) | 0.033(212°F) | 0.25(600°F) |
| Heat of vaporization, B.t.u./lb. | 125.0 | 119.0 | | | | | | | 117.0 | |
| Heat of fusion, B.t.u./lb. | 64 | 38 | 35 | | | | | | 5.1 | |
| Cubical expansion coefficient | 0.00043 | | 0.00020 | 0.00035 | | | 0.00039 | 0.000101 | | |
| Absolute viscosity of liquid, centipoise | 0.30(600°F) | 0.30(400°F) | 1.7(800°F) | 0.595(500°F) | 0.873(300°F) | 0.572(600°F) | 0.605(500°F) | 0.63(500°F) | 1.23(200°F) | 0.24(600°F) |
| Surface tension (contact with air), (contact with air), dynes/cm | 43 | 37 | | | | 37 | | | 487 | 105 |
| Thermal conductivity liquid, B.t.U./(ft.) (sq.ft.) (°F./ft.) | 0.076 | 0.064 | 0.35 | 0.067 | 0.0652 | 0.0590 | 0.072 | 0.057 | 4.85 | 15.6 |

* The Dow Chemical Company.

† E. I. du Pont de Nemours & Co., Explosives Department, Wilmington, Del.

‡ Mobil Oil Corp.

§ American Hydrothem Corp.

¶ Monsanto Co.

Table 2.13 Thermal Fluids Heaters

| Type | Vertical type | Horizontal multi-tube type | Marine type | Water tube type |
|---|--------------------|----------------------------|----------------------|-------------------------------|
| Heat capacity (kcal/hr) | 50,000 ~ 2000,000 | 50,000 ~ 15,000 | 100,000 ~ 6000,000 | 600,000 or more |
| Thermal efficiency (%) | 50 ~ 55 | 50 ~ 55 | about 70 | 70 ~ 75 |
| Radiant section thermal load (kcal/m ² -hr) | 15,000 | — | 15,000 | — |
| Convection section thermal load (kcal/m ² -hr) | 8,000 | 8,000 | 1,000 | 15,000~20,000 |
| Construction | Simple-Small | Simple-Large | Simple-Medium | Dual drum water tube type |
| Thermal fluid | Small quantities | Large quantities | Large quantities | 1 m ³ /10,000 kcal |
| Natural circulation system | Unsuitable | Suitable | Suitable | Unsuitable |
| Burner | Short flame burner | Fore-fire burner | Short flame burner | Easily adjustable burner |
| Applications | for small capacity | for small capacity | for general purposes | for large capacity |

2.3 各製造プロセスの省エネルギー

2.3.1 コールタール蒸留

(1) コールタール蒸留工程

コールタールは鉄鋼、都市ガスおよび化学工業の石炭乾留によって得られ合成染料、医薬品等の有機合成化学工業の基礎資源として発達してきた。コールタール蒸留の目的は、ナフタリンの濃縮分離、タール酸の濃縮分離、洗淨油の精製およびピッチの分離である。蒸留はパイプスチル加熱による連続蒸留装置によっており、次の4方式が代表的なものである。

a. 常圧1段蒸留方式

1) Wilton 式：

ピッチを循環加熱する方式で、フローシートを Figure 2.56 (A) に示す。原料タールはソーダ灰溶液または苛性ソーダ溶液を添加され、熱交換器、エコマイザーで予熱され、蒸留塔中段の混合部に入り、パイプスチルで加熱されてピッチと混合して揮発分を蒸発させ、塔底から出てパイプスチルへ循環する。

2) Abderhaldenn 式：

水蒸気蒸留装置を採用し、フローシートを Figure 2.56 (B) に示す。原料タールは脱水塔で脱水後パイプスチルで予熱され、同じパイプスチルの高温部に設置したリボイラーに入り、そこで加熱蒸気を吹き込み、ピッチを熱交換器へ送り、発生した油蒸気は分留塔へ送り水蒸気蒸留し、各留分をを側流として抜き出す方式で、完全な再沸型蒸留方式である。

b. 減圧1段フラッシュ蒸留方式

代表的なものはドイツ OTTO 社の単塔式蒸留装置であり、フローシートを Figure 2.56 (C) に示す。原料タールは炭酸ソーダ溶液を添加され、パイプスチル、続いて主塔にはいる前に脱水処理される。脱水には多数の熱交換器を用いて余熱を回収して熱経済を計っている。主塔は 100~200Torr の真

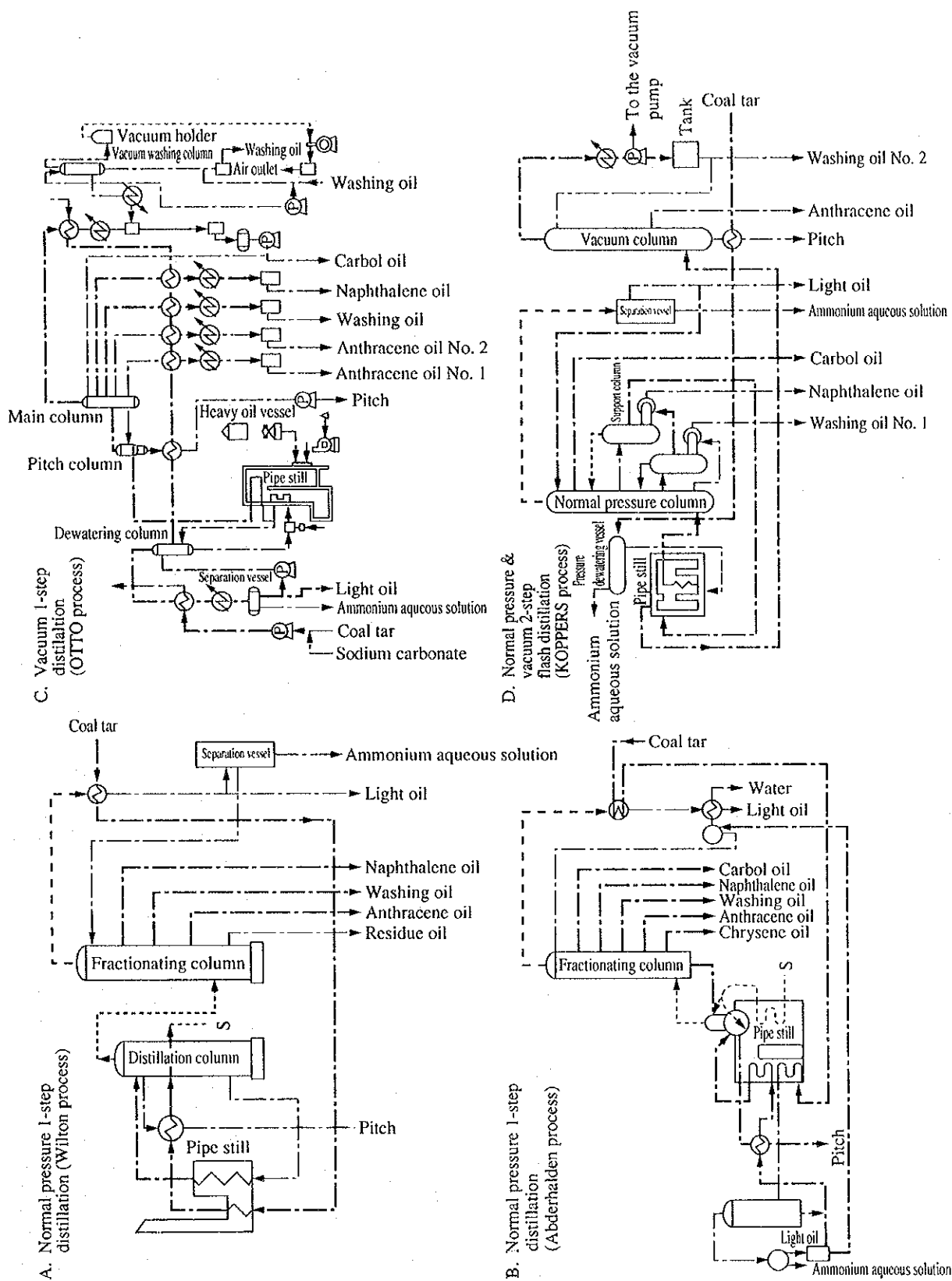
空圧に保持されて、アントラセン油以下の揮発性物質は塔底に送られ、塔頂よりカルボール油を還流して精留を行う。

c. 常圧、減圧2段フラッシュ蒸留方式

代表的のものはドイツ KOPPERS 社の2塔式蒸留装置であり、フローシートを Figure 2.56 (D) に示す。原料タールは熱交換器で予熱され加圧脱水槽を経てパイプスチルに入る。パイプスチルで加熱されたタールは常圧塔に送られ、常圧塔底から流出する軟ピッチはパイプスチルで再度加熱され、減圧塔に送られ、軽油、カルボール油、混合油および軟ピッチに分留される。

減圧塔は 60~70Torr に減圧され、再加熱された軟ピッチはナフタリン油、洗浄油、アントラセン油およびピッチに分留される。

Figure 2.56 Flow Sheet for Tar Distillation Equipment



d. 常圧、減圧多段蒸留方式

タール分留油の品質、特にナフタリン油の品質および収率の向上を目標として前述の 2 段フラッシュ蒸留に更に種々の補助塔を設けた新 KOPPERS 式等が開発されている。フローシートを Figure 2.57 に示す。

[illegible]

(2) 操業改善・設備改善による省エネルギー

a. プロセスのエネルギー使用状況

各種プロセスのエネルギー原単位を Table 2.14 に示す。エネルギー原単位は、プラントの生産能力、各種プロセスにより差がある。

Table 2.14 Energy Intensity for Each Process

| Type | Unit | OTTO | OTTO | KOPPERS |
|-------------------|----------------|---------|------------|---------|
| Capacity | | 200t/d | 500,000t/y | |
| Fuel (COG) | kcal/t-tar | 200,000 | 79,500 | 204,200 |
| Electricity | kWh/t-tar | 21 | 6.9 | |
| Cooling water | m ³ | 5 | — | 1.8 |
| Steam for ejector | kg/t-tar | 65 | 193 | 125 |
| Steam for heating | kg/t-tar | 175 | | |

タール蒸留工程におけるエネルギー多消費設備は、タールを加熱するパイプスチル設備とタールを分留する蒸留塔設備である。

b. パイプスチル設備の省エネルギー

タール加熱用のパイプスチルでは、燃料はコークス炉ガス (COG) が多く使用されており、その他に多く工場内のオフガス等が使用される。

省エネルギー対策として次の事項があげられる。

- 1) 燃料に適合した燃焼設備の設置
- 2) 伝熱は放射と対流であり、伝熱効率を向上させること
- 3) 空気比の適正化等の燃焼管理の強化
- 4) 炉体の隙間および開口部の閉鎖による熱損失の防止
- 5) 炉体の断熱の強化
- 6) 排熱回収
- 7) 燃料の漏洩の防止

その他は、2.2.8 項 の加熱炉を参照すること。

c. タール蒸留塔の省エネルギー

タール蒸留は、脱水塔で水分および軽油を分け、ピッチを残した留分が約 30 段からなる精留塔に入り、過熱蒸気加熱で分留される。

省エネルギー対策として次の事項があげられる。

- 1) 塔高が高く且つ段数も多いので、保温の整備と強化
- 2) 塔頂温度を一定に保つような還流比の制御
- 3) 目的製品比率の変更にもなう留出段変更の場合、不要留出管部の完全閉止と保温の強化

その他は、2.2.4 項 の蒸留装置を参照すること。

d. 熱交換器による排熱回収

タール蒸留は約 350℃でピッチを分離し、精留する。カルボール油の沸点範囲は 180～220℃、アントラセン油は 300～360℃であり、分留製品の温度差は大きい。

省エネルギー対策は、2.2.2 項 の伝熱装置を参照すること。

2.3.2 ベンゼン蒸留

(1) ベンゼン蒸留工程

芳香族炭化水素源としては、熱分解ガソリン、改質油およびタール系粗軽油がある。これらの原料は芳香族炭化水素だけでなく、パラフィン、ナフテン、オレフィン等を含んでおり、芳香族と近接した沸点をもつだけでなく、芳香族炭化水素と共沸混合物をつくるので単なる蒸留操作のみでは高純度芳香族炭化水素を得ることは工業的に不可能である。現在工業的に採用されている方法はスルホラン抽出蒸留法とベンゼン、トルエン、キシレン、C9 芳香族等を含有する原料を直接水素化熱分解および脱アルキルしベンゼンを製造 MHC プロセス (Mitsubishi Hydro-Cracking and Dealkylation Process) である。

a. スルホラン法

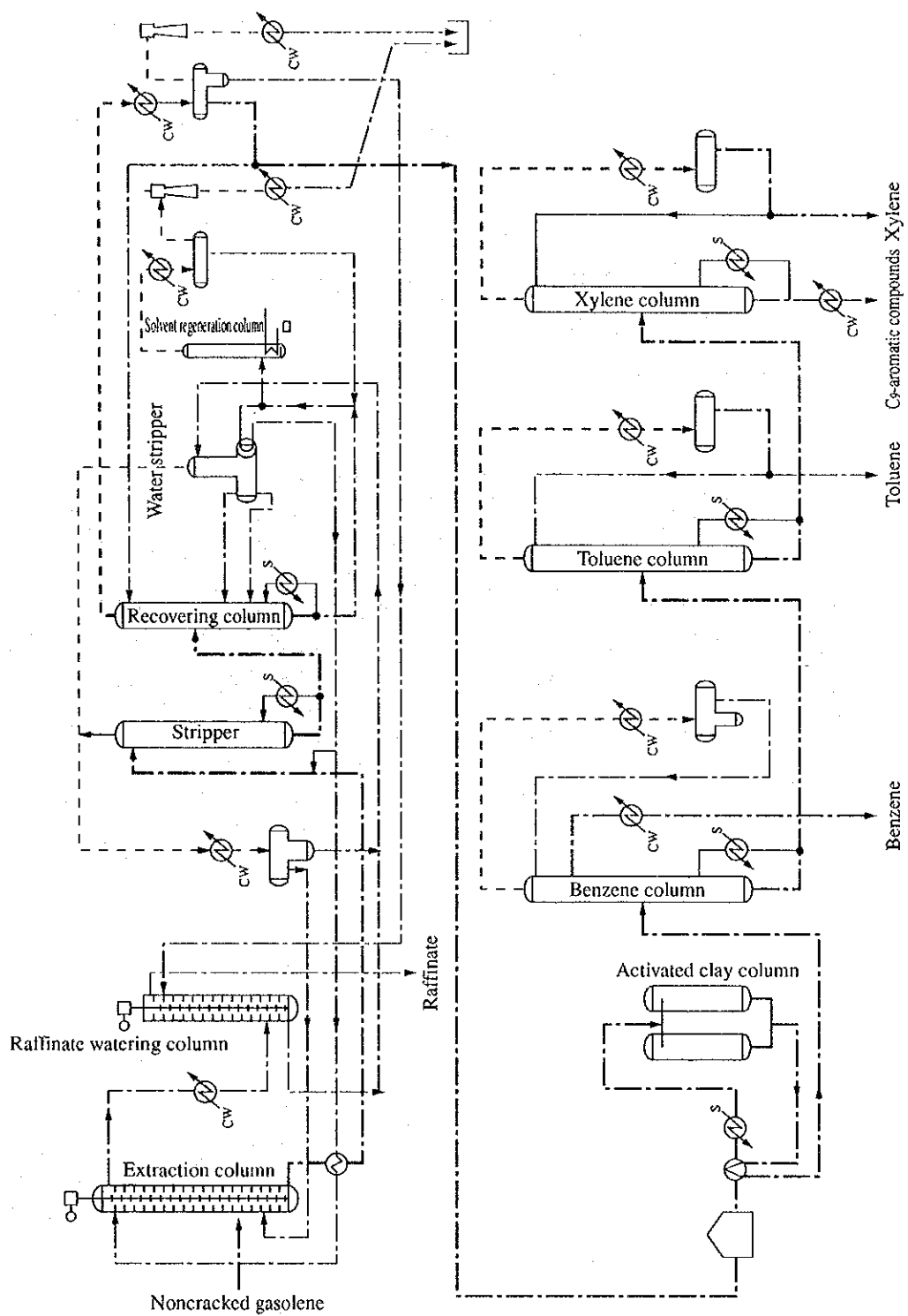
原料は抽出塔下部に入り、塔頂からのスルホラン溶剤で芳香族を選択的に

抽出する。抽出物は抽出蒸留塔 (ストリッパー) へ入り、抽出蒸留塔塔底 留
出物は、回収塔のほぼ中段に送られ、目的とする芳香族と溶剤に蒸留分離
する。スルホラン溶剤と芳香族は沸点差が大きいので分離は容易である。
芳香族はベンゼン塔、トルエン塔およびキシレン塔で精留する。
スルホラン法の物質収支を Table 2.15 に示す。
フローシートを Figure 2.58 に示す。

Table 2.15 Material Balance of Sulforane Method

| Raw material | | Products | |
|---------------|--------------------|---------------|--------------------|
| Name | Quantity (BPSD) | Name | Quantity (BPSD) |
| Benzene | 3,500 | Benzene | 3,500 |
| Toluene | 2,000 | Toluene | 1,980 |
| Xylene | 1,500 | Xylene | 1,440 |
| Non-aromatics | 3,000 | Non-aromatics | 3,080 |
| Total | 10,000 | Total | 10,000 |

Figure 2.58 BTX Process Flow Sheet (Shell sulfolane process)



b. MHC 法

原料油は水添脱硫し、水添脱硫油は水素およびリサイクル油とともに加熱炉で加熱後反応器に入り、脱アルキル反応と熱分解反応が同時に進行する。脱アルキル反応工程圧力 10atm 以上、温度 500~800℃の反応条件のもとで水素気流中で行われる。発熱反応のため、反応による温度上昇をいかに制御するかが重要である。粗ベンゼンは活性白土処理後ベンゼン塔に入り製品ベンゼンはベンゼン塔塔頂より抜き出され、トルエン、キシレン等含む塔底油は脱アルキル反応系にリサイクルされる。

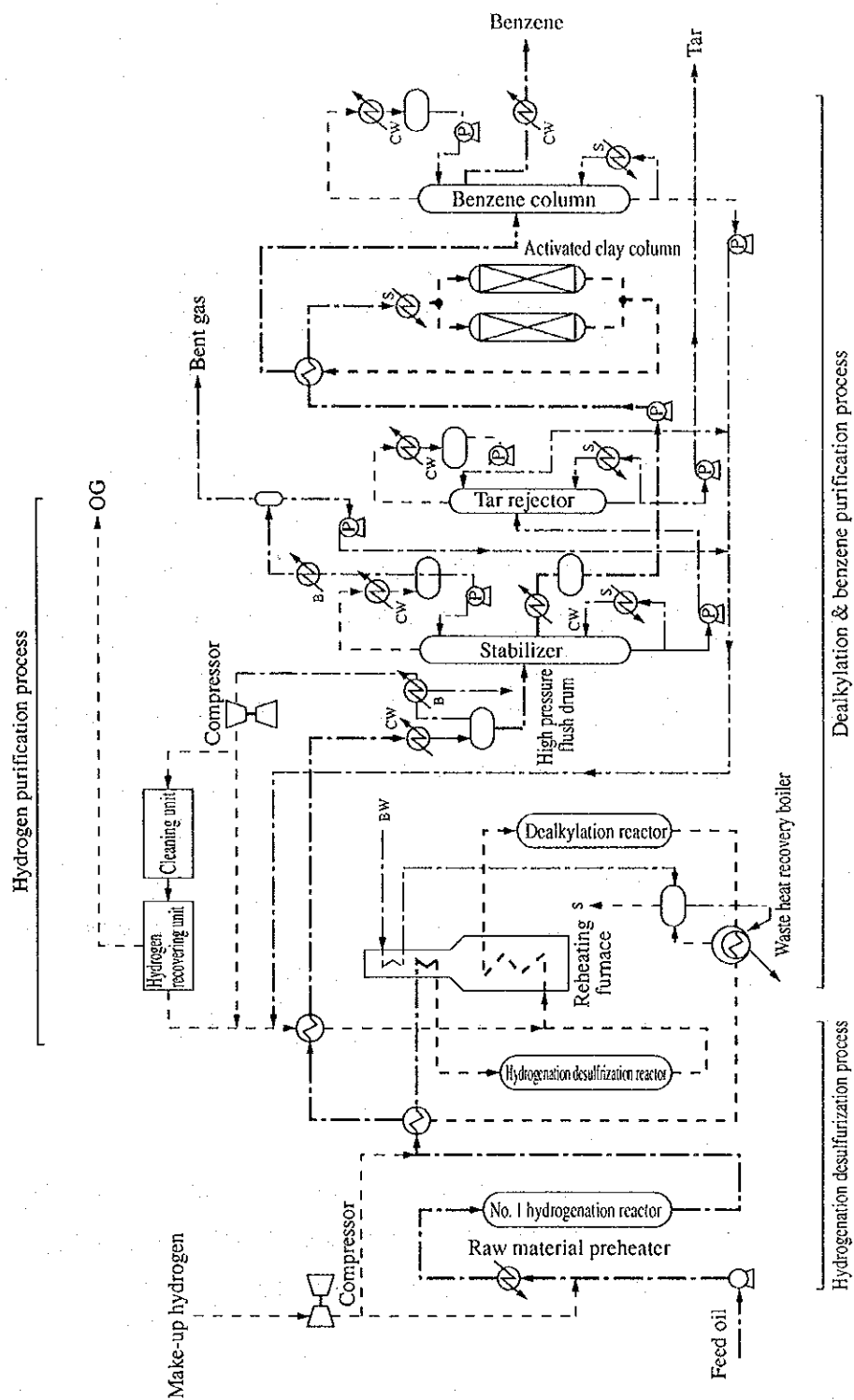
物質収支を Table 2.16 に示す。

フローシートは Figure 2.59 に示す。

Table 2.16 Material Balance of MHC Process

| Raw material | | | Products | | |
|---------------|------------------------------------|----------|----------|------------------------------------|----------|
| Name | Unit | Quantity | Name | Unit | Quantity |
| Benzene | 1,000t/y | 29.6 | Benzene | 1,000t/y | 100 |
| Toluene | 1,000t/y | 85.3 | Tar | 1,000t/y | 1.4 |
| Non-aromatics | 1,000t/y | 29.6 | Off-gas | 10 ⁶ m ³ N/y | 53.1 |
| Hydrogen | 10 ⁶ m ³ N/y | 49.2 | | | |

Figure 2.59 Benzene Process Flow Sheet (MHC method)



(2) 操業改善・設備改善による省エネルギー

- a. プロセスのエネルギー使用状況 Sulforane 法と MHC 法のエネルギー消費比
数を Table 2.17 に示す。

Table 2.17 Energy Consumption in Sulforane and MHC Method

| | Unit | Sulforane | Sulforane | MHC |
|-----------------------|--------|----------------|------------|------------------------------------|
| | | 10,000BPSD | 460t-BTX/d | 100,000t/y 333d/y |
| Electricity | kWh/t | 700kWh (12) | 55 | 610kWh (48.8) |
| Steam | Mcal/t | 100t/h (1,147) | 500 | 0 |
| Fuel | Mcal/t | | 85 | 8Mcal/h (640) |
| () : kWh/t or Mcal/t | | | | Dealkylation & benzene refinery |

ベンゼン蒸留工程におけるエネルギー多消費設備は、蒸留設備である。これには抽出蒸留塔 (ストリッパー)、回収塔ならびにベンゼン、トルエンおよびキシレン蒸留塔がある。

MHC 法は、ベンゼン誘導体を水添脱アルキル化してベンゼンとするプロセスでいわゆるベンゼン蒸留ではない。

b. ベンゼン蒸留塔の省エネルギー

ベンゼン蒸留は、ベンゼン、トルエン、キシレンの品質規格が厳しいので多塔式がとられている。

省エネルギー対策としては、2.2.4 項 の蒸留装置を参照すること。

c. 熱交換器による排熱回収

分留温度は、ベンゼン 80℃、トルエン 111℃、キシレン 139℃であり、約 30℃の温度差がある。回収塔は全留分を留出するから 140℃程度となる。

省エネルギー対策は、2.2.2 項 の伝熱装置を参照すること。

2.3.3 エチルベンゼン合成

(1) エチルベンゼン合成工程

エチルベンゼンはベンゼンをエチレンで直接接触的にアルキル化する方法によって製造される。工業的にはスチレンモノマー合成原料製造プロセスのなかの一つの工程ということができる。

a. 塩化アルミニウム法

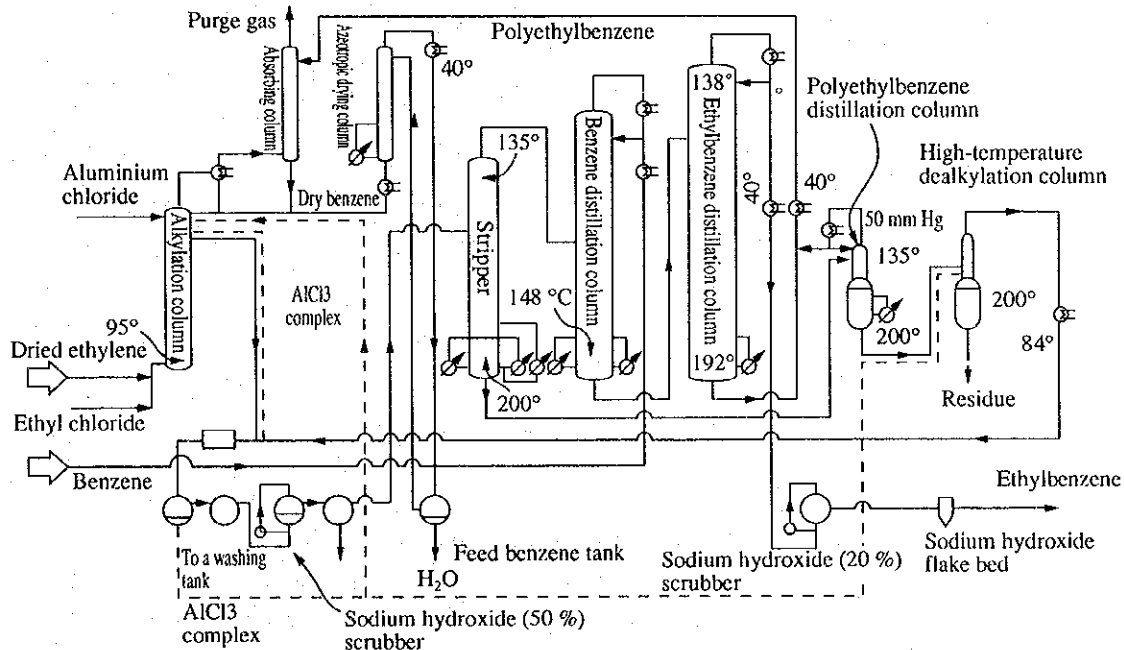
アルキル化反応は約 27kcal/mol の発熱であり、高温では逆反応がおりやすいので、触媒を用いて低温で反応を行うのが有利である。

アルキル化は攪拌機付反応器または充填塔で行い、アルキル化塔ではアルキル化とポリエチルベンゼンの脱アルキル化反応が同時におこる。

アルキル化塔からの粗生成物はアルカリ洗浄後蒸留塔に入り、エチルベンゼンを分留し、ベンゼンとポリエチルベンゼンはアルキル化塔にリサイクルする。

フローシートを Figure 2.60 に示す。

Figure 2.60 Ethylbenzene Process Flow Sheet (DOW process)



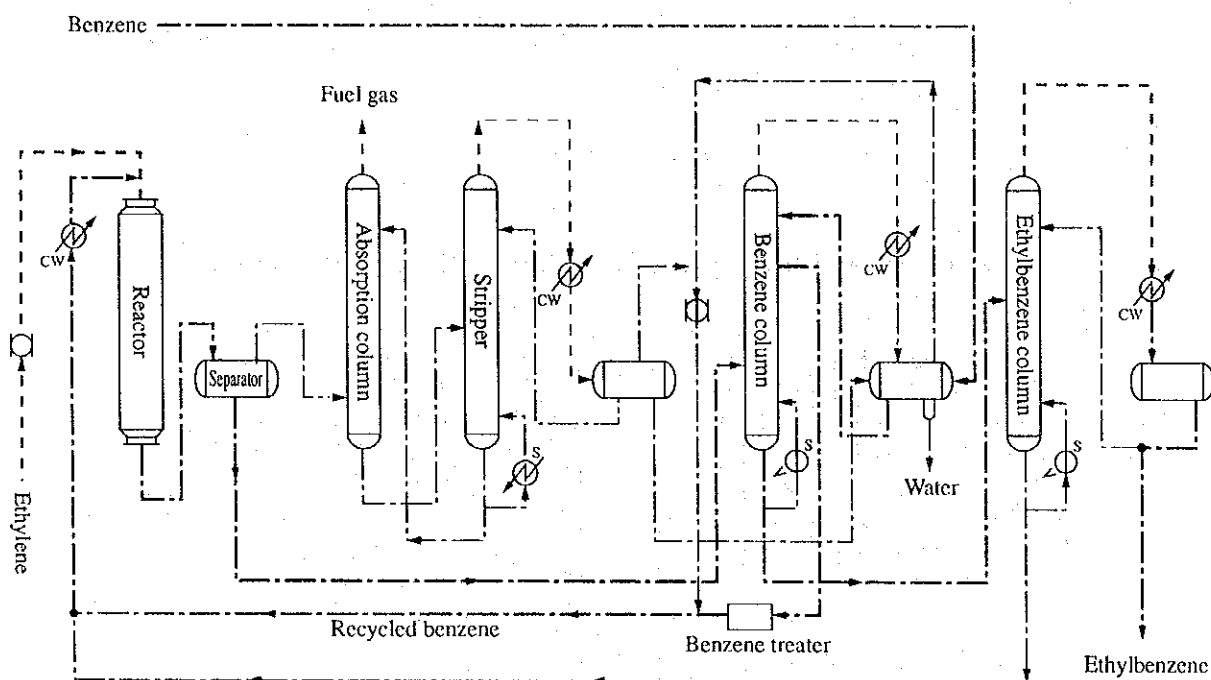
b. アルカー法

反応塔内には、Alkar 触媒が充填されており、触媒はアルキル化反応およびトランスアルキル化反応およびトランスアルキル化反応にも安定である。原料エチレンは圧縮されたのち、循環ベンゼンとともに熱交換後反応塔に

入る。反応部ではアルキル化およびトランスアルキル化反応がそれぞれ別に行なわれる。

反応塔流出物はベンゼン塔に入り、未反応のベンゼンは原料ベンゼンとともに反応塔にリサイクルされ、ベンゼン塔底物はエチルベンゼン塔に入り塔頂より高純度のエチルベンゼンが流出する。塔底部のポリエチルベンゼンはリサイクルベンゼンとともに反応塔に入りトランスアルキル化される。フローシートを Figure 2.61 に示す。

Figure 2.61 Ethylbenzene Process Flow Sheet (Alkar process)



Material Balance を Table 2.18, Table 2.19 に示す。

Table 2.18 Material Balance of Alkar Process

| Raw material | | | Products | | |
|--------------|------|----------|------------------|------|----------|
| Name | Unit | Quantity | Name | Unit | Quantity |
| Ethylene | t/y | 15,080 | Off gas | t/y | 10 |
| Benzene | t/y | 41,860 | Ethylbenzene | t/y | 56,720 |
| | | | Polyethylbenzene | | 210 |
| Total | t/y | 58,940 | Total | t/y | 58,940 |

Table 2.19 Energy Consumption in Alkar Process

| | Unit | Alkar | |
|-------------|--------|------------------------|-----------|
| | | EB:56,720t/y | Intensity |
| Electricity | kWh/t | 690kWh | 97 |
| Steam | Mcal/t | 0 | 0 |
| Fuel | Mcal/t | 19×10^6 BTU/h | 675 |

(2) 操業改善・設備改善による省エネルギー

a. プロセスのエネルギー使用状況

反応条件と入熱および冷却熱量の1例を示す。(エチルベンゼン 1kg)

| Unit Operation | Temp.[°C] | Heat Inlet [kcal/kg] | Cooling [kcal/kg] |
|-------------------------|-----------|----------------------|-------------------|
| ① Alkylation reactor | 95 | 260 (Exotherm) | 210 (CW:25°C) |
| ② Washing filter | 40 | 63 (Electricity) | |
| ③ Benzene distillation | 150 | 247 (Steam) | 167 (CW:25°C) |
| ④ Benzene drying column | 40 | 170 (Steam) | 146 (CW:25°C) |
| ⑤ Ethylbenzene | 190 | 315 (Steam) | 274 (CW:25°C) |

(注)

入熱と冷却熱量の差は放熱およびエチルベンゼンが高熱のままスチレンモノマー合成工程に送られることによるものである。

Source : Energy Analysis of 108 Industrial Processes, DOE, U.S.A.

エチルベンゼン合成反応の反応熱は約 27kcal/mol (MW:106) である。したがって、 $27 \times 106 \times 1,000 = 255$ [kcal/kg]の発熱がある。プロセスが異なっても反応熱はもとより、蒸留に必要な熱量に大きな差は生じない。上記の例は冷却に常温の冷却水を使用しており、また蒸気をエチルベンゼン 1kg あたり 1.15kg 使用している。

モレキュラーシーブ触媒を用いる新プロセスでは、エチルベンゼン 1t あたり 1.5t の蒸気を発生させている例もある。

エチルベンゼン合成工程におけるエネルギー多発生設備は、アルキル化反応設備であり、一方エネルギー多消費設備は、ベンゼン、エチルベンゼンおよびポリエチルベンゼン蒸留設備である。

Based on One Metric Ton of EB

| | Fixed-bed. liquid phase, zeolite catalyst technology | Fixed-bed. catalytic distillation technology with zeolite catalyst |
|----------------------------------|--|--|
| Ethylene [kg] | 266 | 266 |
| Benzene [kg] | 740 | 740 |
| Electricity [kWh] | 32 | 27 |
| Water, Cooling [m ³] | 9 | 9 |
| Steam [tons] (export) | 1.8 | 1.5 |
| Hot oil (106) [kcal] | 0.8 | 0.7 |

* Hydrocarbon Processing / March 1997

b. アルキル化反応熱の回収利用

回収利用対策として次の事項があげられる。

- ・ 蒸気として回収 (2kg/cm²)
- ・ 蒸気を蒸留設備の熱源として利用

このためには

- ・ 蒸気加熱ボイラーの増強
- ・ 配管系の増強と保温強化

c. 蒸留設備の省エネルギー

蒸留設備は、ベンゼン、エチルベンゼンおよびポリエチルベンゼン蒸留塔である。

省エネルギー対策としては、2.2.4 項 の蒸留装置を参照すること。

d. 熱交換器による排熱回収

反応熱回収による蒸気を燃料加熱方式に代替する熱交換器および排熱回収がある。

省エネルギー対策としては、2.2.2 項 の伝熱装置を参照すること。

2.3.4 染料工業の省エネルギー

(1) 製造工程

a. 合成染料の種類

合成染料の分類には、染色性による分類と化学構造的な分類があり、実用

的には染色性による分類が用いられる。また染料には世界共通の Colour Index の分類があり、これは SDC (The Society of Dyers and Colorists) と AATCC (The American Association of Textile Chemists and Colourists) の共編で出版されていて、Colour Index 第 3 版 (1971)では、用途による部属名と色と番号で染料を分類し CI name を付け、化学構造に基づいた分類により 5 桁の番号の C. I. No.が付けてある。

Table 2.20 Classification by Dye Affinity

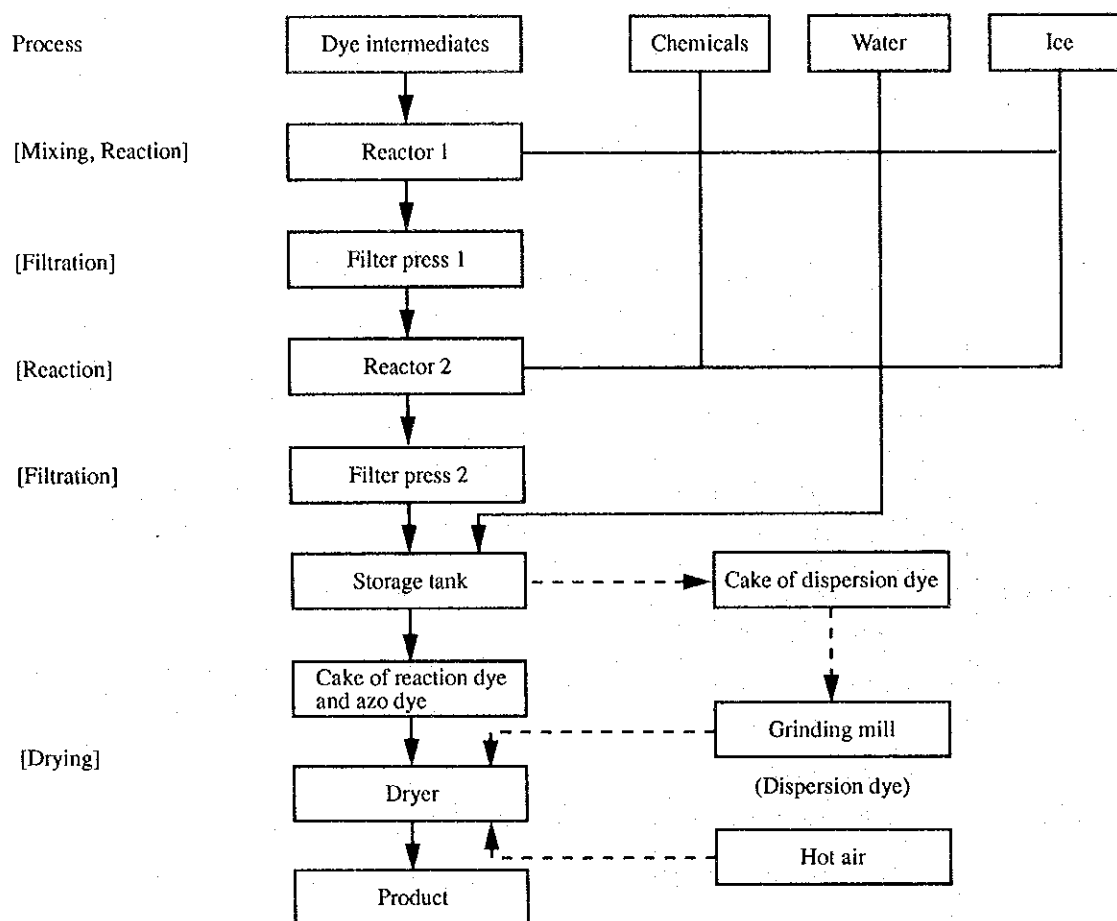
| | 染料名 | イオン性 | 繊維との結合 | 主用途 |
|--------|-------------------|-------|------------------|---------------------|
| 水溶性染料 | 酸性染料 | アニオン性 | イオン結合 | 羊毛, 絹, ナイロン |
| | 直接染料 | " | 水素結合, ファンデルワールス力 | セルロース (木綿, 麻, レーヨン) |
| | 媒染染料, 酸性媒染染料 | " | イオン結合, 錯塩形成 | 羊毛, 絹, ナイロン |
| | 反応性染料 | " | 共有結合 | セルロース, 羊毛 |
| | 塩基性染料 (カチオン染料) | カチオン性 | イオン結合 | 羊毛, 絹 (アクリル) |
| 非水溶性染料 | 分散染料 | 非イオン性 | 水素結合, ファンデルワールス力 | ポリエステル, アセテート |
| | 建染染料 (スリ染料) | " | ビグメント形成 | セルロース |
| | 硫化染料, 硫化建染染料 | " | " | " |
| | アゾイック染料 (ナフトール染料) | " | " | " |
| | ソルベント染料 | " | — | プラスチック, 塗料, インキ |

b. 製造工程

製造工程は合成反応は回分式で乾燥は回分式と連続式が用いられ、染料の種類は極めて多いが製造工程は共通である。なお、分散染料は非水溶性であり乾燥の前に微粒化操作を必要とする特徴がある。

Figure 2.62 に製造工程を示す。

Figure 2.62 Manufacturing Process



染料製造に用いる中間体はベンゼン、トルエン、アントラセンを原料としてニトロ化、スルホン化、ハロゲン化等の反応生成物であり、これらの中間体が染料製造工程の原料として用いられる。

製造工程では製品に応じて適合する中間体に反応薬品を加え、ジアゾ化反応やカップリング反応等を行う。反応は 1 段階終了後に固液分離し、2 段階の反応を行って固液分離する場合もあれば 1 段階の場合もあり、反応の条件によって異なってくる。反応は水溶液相で行い発熱反応のため所定の反応温度 (10℃前後) に維持するために氷を使用する。

固液分離にはフィルタープレスを用い、圧縮空気を使用する。

反応生成物は固液分離後に水と添加剤を加え液状製品とするか乾燥して粉末製品とする。乾燥の熱源は蒸気または燃料の燃焼ガスを使用する。

分散染料の場合には乾燥前にミルによる湿式微粉碎またはロールによる半湿式微粉碎を行い電力を使用する。

固液分離で生じる排水は活性汚泥法で処理して放流するか、これを活性炭処理により脱色して放流する。

(2) 操業改善・設備改善による省エネルギー

a. 液状商品の拡販

国内市場を対象にする場合には必ずしも粉末状の必要はなく液状で販売することにより乾燥工程が省け、プロセス用蒸気が製造原価に占めている割合を下げることににより市場競争力を向上することが期待できる。この場合には染色工程に適合した組成と安定性維持の品質管理が必要である。特に染料の約 50%を占める黒色や紺色染料は染色工程の汚染や皮膚障害を避けるためもあり、日本の場合には国内販売では大口需要先を対象に 30～40%を液状で販売している。

b. 反応装置

反応温度が室温以下であり、ジャケットに冷媒を通す場合もあるが、いずれの場合も保冷が必要である。反応の特性に応じて氷や反応用薬品の自動供給化によって品質の向上と収率の向上を図ることができる。また反応を

制御することによって成分とスラリー濃度を調整して乾燥前の濾過を省略し省エネルギーが図れる。

代表的な反応で見ると次のとおりである。

反応染料 (Reactive Yellow 3) の反応と日本の工場の収率例は下記のとおりである。

| | | | | | | | | | | |
|------|------|---|--------|---|-------|---|------|---|-----|--------|
| (反応) | ジアゾ化 | → | カップリング | → | シアヌル化 | → | アミノ化 | → | 濾過 | [総合収率] |
| (収率) | 95% | | 90% | | 98% | | 95% | | 90% | 70 |

特にカップリング反応は反応温度、酸濃度、薬品の供給速度等収率に及ぼす影響が大きいため、仮にカップリング反応の収率が 90%以下であるなら収率向上の余地がある。厳密な反応温度制御が必要な反応では薬品テーブルフィーダーで定量供給して、労務費の削減と収率を 10%向上させている例がある。

c. 濾過装置

圧縮空気を使用する場合が多く、圧力タンクおよび配管系の漏れの無いように整備することが必要である。またフィルターからの排出水は密閉式にすることにより床洗浄の必要性が無くなり廃水処理負荷が削減できる。

また濾過工程を省略し直接スプレードライヤーで乾燥することによる収率向上と圧縮空気を製造する電力の省エネルギーを図る方法が現在の動向である。このためには適切な反応条件の設定と工程管理が必要である。

d. 乾燥装置

染料製造工程では熱量の殆どを乾燥装置で消費するので乾燥装置における省エネルギーは極めて重要である

1) 空気加熱器の改善

また高圧蒸気を使用するため、立ち上がり時に蒸気パイプに歪みによる破損やパイプに残留しているドレンによるウォーターハンマー現象による破損を生じ無駄な蒸気を消費する場合があります蒸気パイプの構造や溶接に注意する必要がある。

2) 個別ドレントラップの設置

空気加熱器にはそれぞれにスチームトラップとドレン排出パイプを設置することにより空気加熱器のドレン排出ライン相互間の圧力変動やサイホン現象によるドレンの逆流等を防ぐことができ蒸気パイプの破損を防止することができる。

その他は、2.2.6 項 の乾燥装置を参照すること。

2.3.5 蒸気、氷と圧縮空気の供給法式について

染料製造工程においてこれらは何れも重要なエネルギー源であり、工場への供給法式にも注意が必要である。これらを長距離輸送している場合には蒸気については配管の放熱防止、圧縮空気については配管の漏れ防止が重要である。また氷を使用するラインを集約して鱗片状に製氷した氷を貯蔵し、反応槽にスクリーフィーダーとベルトコンベアーで仕込む方式で必要に応じスクリーフィーダーの on-off 制御で定量仕込みをして温度制御をすることも大切である。これら緻密なコントロールにより製品収率を約 2%向上している例もある。