

## 6. 紙

## 6 紙

### 6.1 エネルギー使用の特徴

#### 6.1.1 製造工程

製造工程のフローはFigure 6-1に示すとおりである。

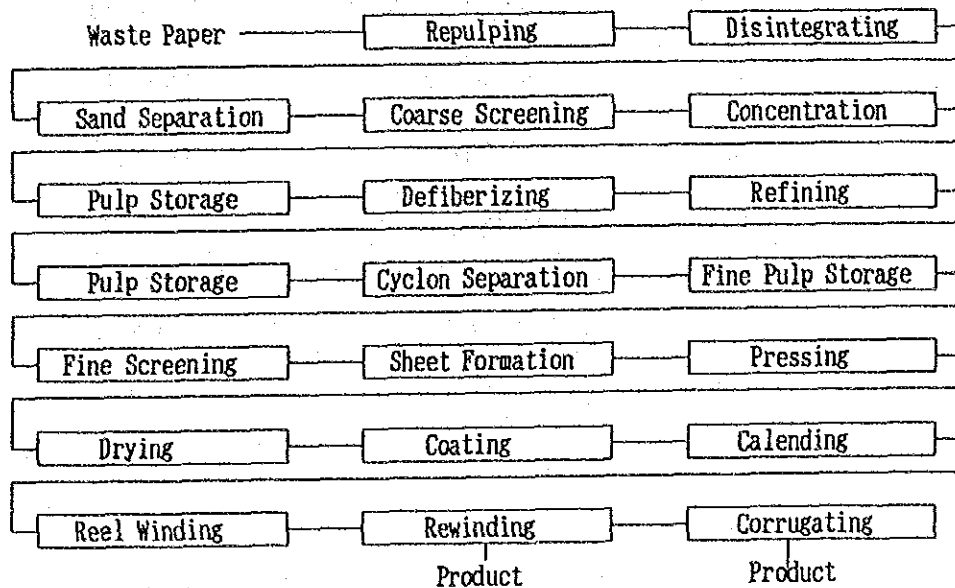


Figure 6-1 Production Process

製紙工業は木材繊維のシートを作るため繊維に精選・叩解等の前処理を行い、均一な分散状態のまま次第に脱水し、最終段で約2倍の水分をスチームにより蒸発脱水するという装置工業である。このスチームや装置を動かす電気動力のほか、紙1t当たり500～1,000tの水を使用するので、これを移送するための電気動力も莫大である。製紙工業がエネルギー多消費産業といわれる由縁である。

#### 6.1.2 エネルギー使用の状況

##### (1) エネルギー使用箇所

製紙工場においてエネルギーを使用する箇所はTable 6-1のとおりである。

パルプ製造部門を除き製紙工場における熱エネルギーのほとんどは、ドライヤーパートにおいて消費される。ただ例外として、抄紙と塗工の一貫機における塗工後乾燥、及び離解の促進と繊維膨潤によるピーティング、フィブリル化促進を目的として、パルパに蒸気を使用しているところがある。

Table 6-1 Equipment and Energy of Paper Mill

Name of equipment	Purpose	Energy source
Pulper	Pulp disintegration	Electricity and steam
screen separator	Removal of undissolved and foreign matter	Electricity
Filter Thickner	Pulp washing and concentrate	Electricity
Beater Refiner	Fiber beating and defiberizing	Electricity
Chest	Circulation of stored pulp	Electricity
Cyclone separator	Separation of united fiber and microparticles	Electricity
Paper machine	Driving of wire part, press part and dryer part	Electricity
Suction box Suction couch	Dehydration of wire part	Electricity
Suction press Suction box	Dehydration of press part	Electricity
Dryer	Drying of wet paper and canvas	Steam
Coater	Painting and drying	Electricity and steam
Calender	Smoothing and glossing	Electricity
Cutter	Cutting	Electricity

電気エネルギーは原料の離解、叩解、循環、攪拌、除塵等の繊維に直接作用するロータや羽根の回転動力、洗浄用フィルタ、ドライヤ等のシリンダ回転動力、水・原料の移送動力として使われている。工程としては、原料調製と抄紙機に群分けできるが、電力を系統別とか、パート別に群分けすることは困難である。抄紙機1機だけの工場は別として、抄紙機に直列して前処理の工程が系列化していないのが通常である。例えば、抄紙機2基にリファイナが4基があるとすると、製造品質によってA抄紙機は3基のリファイナを使い、B抄紙機は残りの1基を使うというように注文品の品質により、各機器の組み合わせが変わるためである。また、パルプ溶解・粗スクリーンと、リファイニング設備がレイアウト上離れている場合がある。後者はたいてい抄紙機近くに位置しているので、配電設備も共有している場合が多い。しかし、原料処理と抄紙に電力系統を群分けすることは、製紙工場のエネルギー管理上最適の単位であるので、新設や大きな改善工事のあるときには必ず分離できるよう心掛けておきたいものである。

パルプ製造部門のない製紙工場における原料処理部では直接熱エネルギーを消費するところは少ない。故紙溶解パルパの昇温、染料溶解、印刷用紙製造工場でのでん粉の糊化に蒸気を使用する程度であり、ドライヤでの使用量に比べれば、ほんのわずかの量である。この工程で用いられるエネルギーはほとんどが電気で、原料輸送、チェスト内原料循環、離解、叩解に用いられ、殆んど摩擦熱となって系内温度を高めたり大気に放出されている。大気放出を抑えることは容易ではないが、少なくとも白水は循環活用し、前述の摩擦熱を少しでも回収し、新水使用による温度低下を避け、抄紙工程の乾燥を少しでも有利に導くことは当然である。

電力エネルギー節減の直接的対策としては、その設備に応じた最も高い原料濃度に維持することである。

濃度をあげることにより移送動力が減少する。チェストの収容能力が増加するため、同じ原料ストック量でもチェスト数を減らすことができ、電力消費量が節減できた例がある。

原料詰まりなどの操業トラブルを恐れて、ほとんどの工場が適正濃度よりも低濃度で運転しているのが実態である。原料移送や離解、叩解には原料の20~30倍の水を使い、スクリーニング・除塵、紙層形成には100倍~200倍の水を使っている。高濃度処理について積極的に取組む姿勢が必要である。

## (2) 熱収支

工場にインプットされたエネルギーはほとんど全部熱エネルギーの形で工場排水に逃げるか、大気に放散される。

例えば、日産20tのアルゼンティンの工場の場合、

・工場用水の新水の温度	20℃
・工場排水の温度	30℃
・新水使用量	50m <sup>3</sup> / 紙 t
・燃料の入熱	2250 × 10 <sup>3</sup> kcal / t
・電力使用量	476 kWh / t × 860 kcal = 409 × 10 <sup>3</sup> kcal / t
・排水に逃げる熱量	10℃ × 50,000 ℓ = 500 × 10 <sup>3</sup> kcal / t

全投入エネルギーの1/4は排水に逃げていることになる。また、熱エネルギーは全投入エネルギーの85%と大きく、その殆んどが乾燥工程で消費される。乾燥工程はエネルギー的に重要な部分であり、しかも、製品品質を決定づけ、生産量・生産効率ひい

ては工場収益を支配する工程であるといえることができる。

(3) エネルギー使用原単位

日本における1979~1980年の抄紙部門の標準的原単位はTable 6-2 のとおりである。

Table 6-2 In Japan, the Standard Unit Energy Consumption Rate of the Sheet Making Section in 1979 to 1980

	Steam (t/t)		Electricity (kWh/t)	
	1979 Oct. ~ 1980 Sep.		1979 Oct. ~ 1980 Sep.	
	Range	Typical value	Range	Typical value
Printing paper A (high quality)	1.6 ~ 5.0	(3.2)	320 ~ 1,280	(775)
Printing paper B (intermediate quality)	1.9 ~ 3.6	(2.75)	480 ~ 940	(710)
Printing paper C (high groundwood paper)	1.9 ~ 3.1	(2.45)	440 ~ 950	(665)
Other printing and writing paper	1.9 ~ 3.6	(2.8)	370 ~ 790	(565)
Kraft paper (multiple sack use)	1.8 ~ 3.8	(2.60)	490 ~ 1,080	(770)
Kraft paper	2.1 ~ 4.2	(3.00)	420 ~ 1,450	(855)
Other wrapping paper	1.8 ~ 3.8	(2.95)	200 ~ 1,210	(750)
Kraft liner for external fitting	1.4 ~ 4.1	(2.60)	350 ~ 750	(540)
Jute liner for external fitting	1.6 ~ 2.9	(2.15)	300 ~ 700	(490)
Pulp core	1.7 ~ 2.9	(2.20)	30 ~ 600	(295)
Coated Manila cardboard	1.9 ~ 3.9	(2.90)	250 ~ 1,150	(700)
Coated white cardboard	1.8 ~ 3.4	(2.55)	220 ~ 650	(895)
Non-coated white cardboard	2.4 ~ 2.7	(2.55)	390 ~ 440	(420)
Core paper or Tube board	1.9 ~ 2.5	(2.20)	180 ~ 700	(430)
Color paper board	2.0 ~ 2.2	(2.05)	520 ~ 530	(525)

By courtesy of Japan Technical Association of Pulp and Paper Industry magazine No. 37-1 dated January, 1983

アルゼンティンにおける診断工場ではスチーム2.75 t/t, 電力476 kWh/tであったから、日本における平均値とくらべるとやや高い値となっている。

6.2 熱エネルギー使用の合理化

6.2.1 省エネルギー対策の段階

製紙工場における省エネルギー対策は、Table 6-3 に示すような段階で進めるのがよい。

第1段階は、大きな投資をしないで操業方法の改善を行う。

第2段階は、若干の投資を伴う改善を行う。

第3段階は、製造設備、プロセスの改造を行う。当然大きな設備投資を伴う。

段階的省エネルギーの推進の第1段階として、現状の設備の有効活用と管理の強化

をかかげたが、エネルギーが有効活用されているかどうかをデータで判断することが、省エネルギー推進の第1段階ともいえる。

装置工業は停止することなく、連続運転して負荷率が100%に近いほど、エネルギーの消費が少なくてすむし、収益も向上する。製紙工業も同様で、紙切れ等による停止をなくし、生産能力一杯で稼働することは、数ある省エネルギー要因の中でも最も大きい方に属する。

熱収支のみならず生産管理、品質管理、工程管理、原材料、副資材管理等、に係る工場内のはとんどのデータが、省エネルギーに関与していることを認識する必要がある。

Table 6-3 Example of Step-Wide Promotion Plans

Step	Equipment	Others
First step Effective utilization of and sufficient management of existing equipment	Maintenance of various equipment screen, separator Pressure gauge blanket washer insulation, repair of steam leakage installation of steam flow meter.	Keeping a daily report in order . . . data collection. Setting qualitative standard. Setting operating standard. Setting standard for equipment, maintenance. Carrying out quality tests Checking the quality of blanket and canvas.
Second step Recovery of waste heat	Repair of press Maintenance of dryer Condensate recovery system. White water circulating system Improvement of ventilation for dryer part. Updating of faulty equipment.	Data analysis Re-evaluation of standard.
Third step Introduction of new equipment.	Completion of equipment maintenance services. Remodeling of screen, press for high concentration so that it may have higher operating efficiency. Recovery of heat from dryer.	

### 6.2.2 省エネルギー対策の項目

製紙工程の省エネルギー要因と期待される効果を示すとTable 6-4 のとおりである。

この要因の状況を把握するため、チェックし、記録すべき項目はTable 6-5 のとおりである。

製紙工程の省エネルギーは、

- ① 原料を十分に前処理して、結束繊維や異物を少なくし、
- ② よくフィブリル化し、シートになった時地合のよい、絡み合いの強い繊維をつくり
- ③ 抄紙機を整備して、抄きむらのない均一な地合の湿紙とし、
- ④ 全幅均一にプレス脱水して
- ⑤ 効率よくスチームの熱を紙に伝えて、均一に水分を蒸発させる

ことによって達成される。

設備の整備が大切だという例には次のようなことがある。

Wire Part のTable Rollの芯が狂っている場合は原料がはねて地合むらを起こし、Press 後の湿紙は水分のバラツキが多くなる。これはDryer でのスチームの消費増、乾燥の不均一による紙切れの原因となる。

Doctorの当りが悪いとPress Partでは、まわり水が毛布をしめらして湿紙の水分ムラの原因となり、Dryer Partでは粕が紙に混入して品質障害、スチーム消費増の原因となる。

また、シャワ穴が詰まってスプレーが不均一だったり、パイプのスケールが水に混じると、ワイヤパートでは部分的にワイヤの目詰まりを起こして地合を薄くし、Press Partでは毛布汚れが増えて、脱水不良、紙切れの原因になる。

**Table 6-4 The Contributing Factors for Energy Conservation, Expected Results and Points of Equipment Requiring Care at the Paper Manufacturing Mill**

Process	Factors concerning energy saving	Effects
Pulping	Use of white water Appropriate high consistency	Preventing temperature drop Saving of electric power
Dust removal	Keeping appropriate consistency Adjustment of mesh, slit and plate Cyclone separator keeping inner surface smooth Keeping appropriate pressure at inlet and outlet Retaining appropriate liquid volume Use of appropriate quantity of white water for shower	Quality improvement Prevent of wet paper break Saving of electric power Preventing temperature drop
Beating and refining	Beating at high concentration to avoid fiber cut Keeping proper freeness Adjustment of blade	Maintaining paper strength and uniformity
Recycling of white water	Fresh water should be used only for wire part and blanket washing Thorough cleaning of each equipment during shutdown	Preventing temperature drop Saving fresh water Saving waste water treatment cost
Formation	Cleaning wire Arrangement of suction box Arrangement of table roll Cleaning blanket Arrangement of squeezing roll	Stabilization of paper strength and moisture
Press	Thorough washing of blanket -- to retain elasticity Increasing pressure Cleaning of roll surface Adjustment of roll crown Maintenance of suction box	Improvement of dehydration rate
Drying	Insulation of steam pipe condensate pipe and valve Adjustment of steam pressure by cylinders Condensate recovery Utilization of flash steam Installation of steam flowmeter Repairing steam leakage Cleaning cylinder surface by doctor maintenance Adjusting inner siphon Appropriate ventilation and fresh air flow control Applying pocket ventilation Thorough cleaning of canvas	Reduction of radiation heat loss Effective use of steam Raising temperature of Boiler feed water Effective heat transfer Uniform drying



Table 6-5 Items of Daily Checking and Recording

Operation

Process	Item		Frequency
Preparation	Pulper	Disintegration time (min) frequency per day charge (kg)	each time
	Screen	Temperature consistency pH (%)	twice/shift
	Refiner	Temperature pressure consistency pH freeness electric power consumption	2-3 times/ shift
	Cyclone separator	Inlet pressure outlet pressure temperature	twice/shift
	Chest	Temperature pH freeness	twice/shift
Paper making	Stuff box	Opening of gate	every change
	Head box	Head	every change
	Wire part	Suction vacuum life of wire	every 2 hours
	Press part	Pressure frequency of breaking wet paper life of blanket	
	Dryer part	Speed steam pressure flow exhaust pressure Frequency of breaking wet paper Paper weight thickness moisture strength size	

Periodical test of material

Material	Item	Frequency
Purchased pulp	Make sheets according to standard and carry out quality test	once/month
Raw material after screening	Make sheets according to standard and carry out quality test dirt determination	once/month once/shift
Raw material after refining	Make sheets according to standard and carry out quality test	once/month

Inspection of equipment

Equipment	Item	Frequency	
Screen	Screen mesh concentrator wire cyclon separator	Clogging, breakage Pressure gauge inner smoothness reject tail	once/month During shutdown
	Wire part Wire table roll vat suction box  Breast roll Couch roll	Clogging, breakage deformation, level check and clean smoothness of upper surface adjusting seal check and clean Check and clean Check and clean	During shutdown
Press part	Press roll	Adjusting crown adjusting press	During shutdown
	Blanket washer	Check and clean	
	Shower	Check and clean	
Dryer part	Siphon	Adjusting	During shutdown
	Doctor	Adjusting	
	Steam nozzle	Check and repair	
	Hood	Check and repair	
	Air heater	Check and repair	
	Steam trap	Check and repair	

6.2.3 異物の除去

異物（夾雑物）の除去は、製品の品質確保のためには不可欠であるが、同時に省エネルギーを達成するためにも極めて重要である。

原料中の異物が増加した場合、それを除去するためのエネルギー（動力）が余分に必要になり、また異物の除去が不十分であれば、熱エネルギーの消費増加や、製

造工程のトラブルの発生による生産効率の低下を招く。

すなわち、異物や結束繊維がシートに含まれているとその部分は水分が多く、黒ずんだ点となる。これを消すためにはその部分の水分を下げる必要があり、紙全体としては過乾燥にせざるを得ず、紙ももろくなって紙力が低下する。

これに対して、ワイヤパートでの地合構成が良く、異物が少ければ、プレスで均一な搾水が可能になる。このような湿紙をプレスで加圧して密度が上がると、湿紙の強度は向上し、紙走行のテンションも一様となり、紙切れが少なくなる。

また、紙を過乾燥にしなければカレンダーにおける平滑度の向上が容易となり、品質の面でも有利である。

それにも拘らず、一般的に、省エネルギーの観点から異物に関心が向けられることは少ないようである。製紙原料処理において、異物、夾雑物は機械がとってくれるものであるという観念が強いので、原料置場における異物混入に対する配慮も希薄になっている。故紙はパレットに乗せて置いたり、整備されたコンクリート床に整頓して置くべきであるが、地上にそのまま置き、タイヤ、土足で踏みつけ、汚れることを何んとも思っていないところも見受けられる。汚すほど経費がかかり、エネルギーの消費も多くなることを忘れてしまっている。

そこで、次のような体制作りの運動が必要である。

#### (1) 故紙在庫管理体制の確立

故紙原料の購入及び在庫管理をする資材担当部門は、

- a. 異物混入の少ない原料を購入するよう努力する。
- b. 購入した原料は異物混入、飛散、腐敗劣化のないように、貯蔵置場を整備する。
- c. 原料を操業現場に渡すまでの運搬に当たっては、原料を損耗、汚染、落下しない方法を採用する。

製造部門は

- a. 資材購入部門に異物購入の少ない原料購入を常に指示し、異物の実態のデータ、実物サンプル等を定期的に見せる。
- b. 工場の損紙発生に対し、“紙を踏むな”“紙を大切に”という、スローガンを工場各部門と協力して掲示し、従業員に対する意識改革を行う。
- c. “損紙を作るな”“損紙は抄紙技術未熟の証明”というポスターを各所に掲げて製紙技術のレベルアップ運動を展開する。

## (2) 異物除去方法

除去の方法には、乾式法と湿式法がある。原料受け入れの検査に際し、選別除去するのは極めて効果的な乾式法である。機械的な乾式法はシュレッダで破碎し、回転ドラム式ダスタではたき落とし、風力を利用してサイクロン分離を行う方法であるが、現在は余り使用されておらず湿式分離が主流である。湿式法ではいったんパルパで離解し、液中に懸濁し、次のようにして異物を除去する。

- a. パルパラガー：軽くて長い梱包用紐、破布などを懸垂鎖に巻きつけて除く。
- b. パルパジャンクボックス：重い石、鉄片を除去する。
- c. パルパストレーナ：難離解物を除去する。
- d. 高濃度スクリーン：重いものを除去する。
- e. 1次スクリーン：未離解繊維を除く。
- f. セントリクリーナ：細かく、かつわずかに重い物質（微細砂・スケール）・結束繊維を除く。
- g. 2次スクリーン：結束繊維、軽い細片を除く。

原理的には、いずれも比重差と、寸法差を利用したものである。

## (3) 比重差分離設備

比重差分離には沈降による方法と液体サイクロンによる方法の2通りがある。水中の粒子が下向きには重力が働き、上向きには浮力と流体抵抗が働く状態で下降するときこれを自由沈降というが、製紙原料の懸濁液では、単独粒子が自由に沈降することは容易でなく干渉沈降となる。

異物の粒子同志の干渉は少ないが、繊維同志のからみあいがあるので、沈降分離は薄い濃度で行わざるを得ない。

### A) リフラ

最も簡便な設備としてはリフラがある。サンドテーブル、サンドキャッチャー、サンドトラップともいわれるように、金属・砂などの分離には有効な設備であり、自家製作でき、設備費もかからない。よく見かけるものは幅1 m、深さ0.5 m位の矩形断面の樋状で、底には邪魔板（バッフル）を設け、流れ方向に移動する粒子を衝突沈降させる。

この邪魔板は容易に抜き差しできるようになっていて掃除は容易である。ただ下向きに流れる紙料が邪魔板で上向き流れになるよう角度をつけることと、反転部に

丸味をつけることに留意を要する。

リフラに流れる液の容積を  $Q \text{ cm}^3/\text{sec}$  とすれば

$$Q = V \cdot b \cdot h$$

$V$  : 水平流速 (cm/sec)

$b$  : 幅 (cm)

$h$  : 水深 (cm)

分離しようとする粒子の沈降速度を  $u \text{ cm/sec}$  とすると、リフラの末端までに粒子が沈降しているためには、

$$h/u \geq \ell/V$$

$$V = \frac{Q}{b \cdot h} \text{ から}$$

$$h/u \geq \frac{\ell \cdot b \cdot h}{Q}$$

$$u \leq \frac{Q}{\ell \cdot b}$$

$\ell$  : 樋の長さ (cm)

これによれば、リフラの水深には関係なく表面積が分離限界を支配することになる。

従って、リフラは大きな場所をとるが屋外のスペースを利用すれば、経済的な異物除去装置である。

#### B) 液体サイクロン (リキッドサイクロン)

バルブ懸濁液は原液流入口からサイクロン円筒部の上部に接線的に圧入される。流入液は円筒内壁に沿って回転しながら円錐部に進み、液中の比重の重い粒子は遠心力によって周壁に沿う境界層のゆっくりした流れに混って流下し、排出口から連続的に排出される。一方、粒子を分離した液は、下端部に到って反転し、中心部を旋回上昇して上部中央から流出する。分離を良好にするための条件は、

- a. 粒子と流体 (バルブ懸濁水) との比重差が大きいこと。
- b. 遠心加速度が大きく、入口圧力が高いこと (クリーナ内において圧力降下がある)。
- c. 遠心加速度を受けている時間が長いこと (クリーナの滞留時間が長い)。
- d. 分離される時の半径方向の移動距離が小さいこと (クリーナ胴部の直径が小さ

いこと)。

e. 懸濁水の濃度が低いこと。

f. サイクロン内壁が平滑であること。摩耗の少ない材質とし、定期的に点検・取り替えを行う。

分離性能はリジェクト (テール) の流量とインプット流量の比に関係し、これがリキッドサイクロン運転上の重要な着眼点である。流量比に影響を与える要因は、サイクロンの寸法、形状、入口圧力、濃度等沢山あるが、最も大きな要因は、テール管径 $D_u$ とアクセプト管径 $D_e$ の比 ( $D_u/D_e$ ) である。

最も一般的なセントリクリーナのようにテールが大気開放で、サイクロンの中心に空気芯が生成し、リジェクトが傘型のスプレ状に流出している時の流量比 ( $R_f$ ) の近似値は次式による。

$$1 - R_f = \frac{0.95}{(D_u/D_e)^4 + 1}$$

一般に $R_f$ は10~30%の範囲である。

テール排出管径が大きすぎるとリジェクト量が増大し、歩留を低下させる。

逆にテール排出管径が小さいと、分離された異物と繊維がからんで流動性が低下することもあってパイプが詰まりやすい。

#### 6.2.4 プレス脱水の強化

##### (1) プレスの搾水理論

一般に乾燥工程における湿紙乾燥コストはプレスパートにおける機械的脱水コストに比較し、5倍以上を必要とするといわれ、プレスパートで水分を1%余分に脱水すればドライヤパートにおける乾燥用蒸気量は3~5%節減できる勘定になる。

湿紙乾燥の決め手はプレスパートで全幅方向均一に、しかもいかに多く脱水させることができるか、ということである。

しかしプレスパートにおいて、加圧ができるためには抄紙機に入る前の除塵、叩解 (リファインニグ) 及び、ワイヤパートにおける地合の作り方 (シートフォーメーション) など、前処理が十分に行われていなければならない。結束繊維や異物が多いと、ワイヤパートにおいて良好な地合ができず、水分ムラも生じプレスロールで加圧した場合、くだけて紙切れを起こすことも多いので、十分なプレスができない。また、結束繊維や異物は、その包含する水分のため黒ずんで、いわゆるフィッシュ・アイにな

る。それを防ぐために過剰乾燥しがちで、それに伴って収縮が多くなり端部に異物等があると紙切れを起こしやすい。紙切れ頻度が多いと作業員の過労につながり本来の仕事が等閑になる。損紙も循環するので、品質は安定せずエネルギー効率が悪いし、生産性も向上しないということになる。

プレスにおける搾水は、2本のプレスロールが形成する加重ニップに搾水媒体としてのフェルトと共に湿紙を通過させることによって行われる。フェルトが使用される理由は、その毛細管状の構造と弾力性、表面の柔軟性等によるものである。使用するプレスの数と構成は抄紙機によってまちまちであるが、一般の長網抄紙機では2～3組のものが圧倒的に多い。しかし、近年技術の開発が急速に進み、搾水能力も増加し、プレス段数も減少の傾向にある。

プレスの基本形式には、プレーンプレス方式という歴史的に最も古いもので、花崗岩などを使用したトップロールと、鉄心に厚さ25mm程度のゴム巻きをした弾性ボトムロールとを組み合わせた形式と、サクシヨンプレス方式と称し、ボトムロールのゴム表面に6～7mm径の無数の吸引用穴を開け、ロール内部には固定したサクシヨンボックスを設け、搾水と同時に吸引能力を持たせた形式のものがある。サクシヨンプレスの出現は、抄紙速度を向上するのに大きな役割を果たした。

プレスにおける搾水理論は幾つかあるが、プレーンプレス時代には、湿紙と毛布がプレスで圧縮され、ニップの中心を過ぎると毛布が膨張し始め、同時に紙中の水分が毛布に移行するという説があったが、サクシヨンプレス時代になって、Figure 6-2に示すような説が出された。

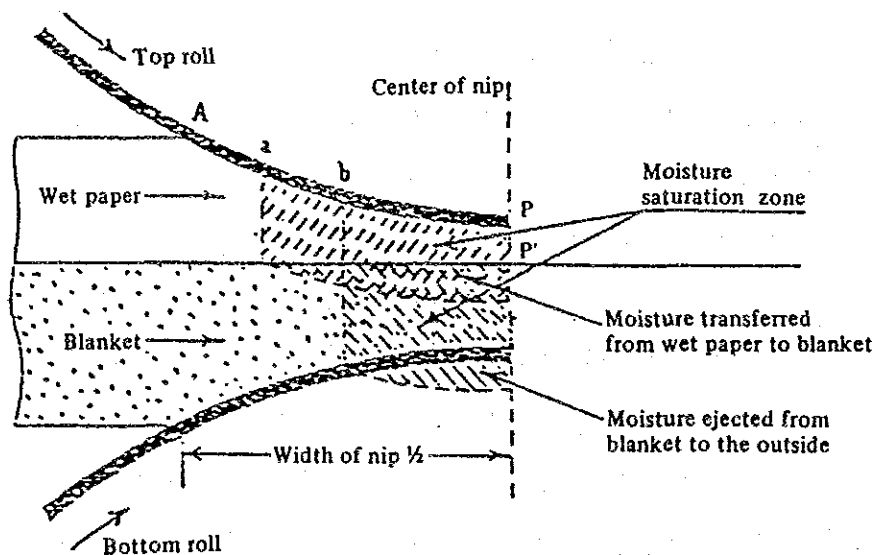


Figure 6-2 Water Movement in Press Nip

圧縮が進むと紙中水分は次第に飽和点に達する。シート中の密度増加に伴い、流体圧力が発生して、未飽和の毛布との間に圧力差が生じ、水分は紙から毛布へと移動する。

回転が進んで圧縮も増加すると毛布も飽和状態になり、過剰のしぼり水が溢流し、減圧のサクション孔に吸引される。

プレーンプレス時代にはプレスにおける紙砕けが起こるため、抄速に限界があったが、サクションプレス方式が開発されたことによりこの限界が破られ、高速抄紙が可能になった。この実態からみると、プレスのニップにおける過剰の溢流水が紙砕けの原因であったとも考えられ、サクションプレスはプレスにおける加圧強化、抄速アップに極めて有効で、省エネルギーにも寄与する設備であるといえる。

## (2) 湿紙水分と水分分布調整

プレス後の水分を下げることもできて、幅方向の水分ムラがあっても全く意味がない。幅方向の水分分布を調整するための要因を図にするとFigure 6-3に示すとおりである。

これらの要因に対する日頃の心掛けとして定期的に調査しておくことは、

- ・幅方向の水分の測定
- ・幅方向のプレスニップ圧の測定
- ・ロールのクラウン及び硬度の測定

等である。水分測定は抄紙機幅によるが10cm間隔位で測定しておきたい。

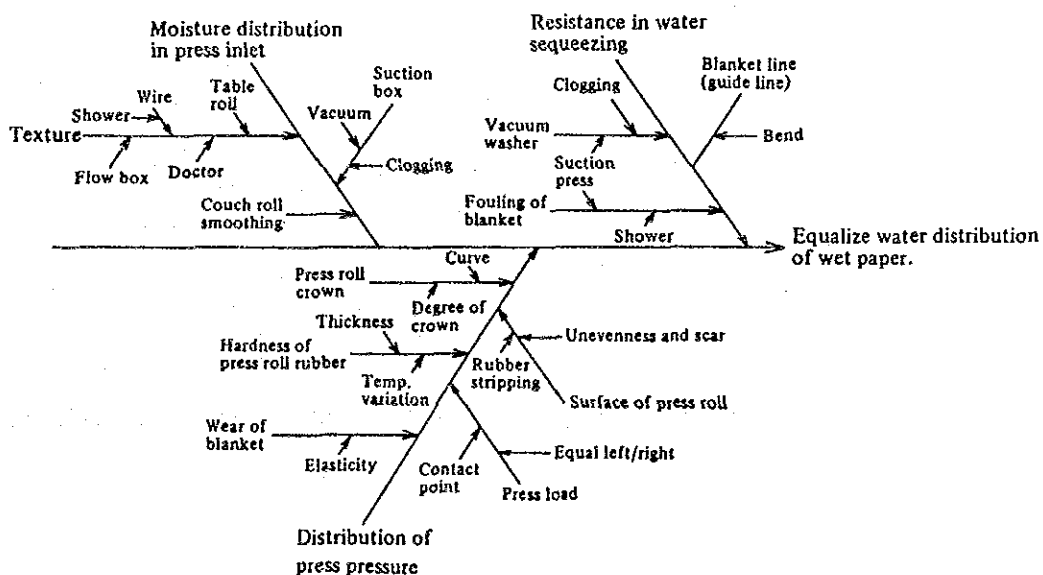


Figure 6-3 Chart for Characteristic Factors



ニップ圧は、線圧ではなく単位面積当たりに働く圧力である。同じ線圧の荷重を軟いゴムロールと硬いゴムロールに加えたとすると、軟いゴムロールの接触部の幅は硬いゴムロールのそれに比べて大きくなり、単位面積当たりのニップ圧（平均）は硬いロールの方が高いことになる。

搾水を支配するのが、単位面積当たりの圧力であるから、線圧はもちろんであるが、ロールの接触変形によって生じるニップ幅というものも、線圧同様に重要である。

ロールの加圧を変えて行くとFigure 6-4のようにニップ幅はニップ圧の平方根に比例して変わる。従って、同一条件で線圧を変えることは、平均ニップ圧を次のように変化させることになる。

$$\bar{p} = \frac{P_L}{k \cdot \sqrt{P_L}} = k' \sqrt{P_L}$$

$\bar{p}$  : 平均ニップ圧

$P_L$  : 線圧

$k \cdot k'$  : 常数

このことから、線圧を2倍にしても、搾水降下に関する単位面積当たりの圧力は1.4倍にしかない。

一定の線圧下では、ニップ幅はP & J硬度で示したゴム硬度に比例して増減する (Figure 6-5参照)。

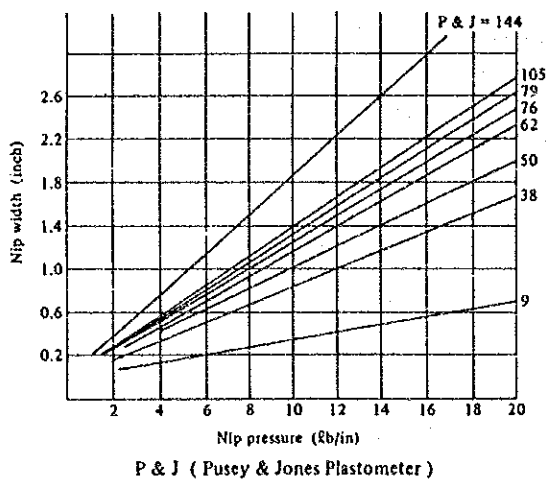


Figure 6-4 Nip Pressure and Nip Width

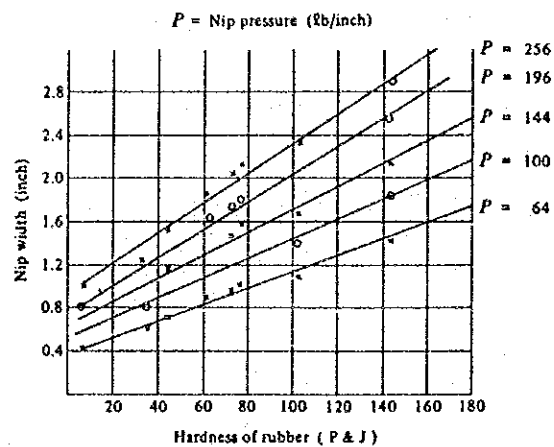


Figure 6-5 Nip Width and Rubber Hardness

ニップ幅は、ロール径の大小にも関係し、当然のことながら小径ロールほど小さい。またニップ幅は抄速によっても変化する。同一条件下で抄速が増すとニップ幅は減少する。ゴムの厚さによってもニップ幅は変わり、被覆厚さに比例する。

ゴムの硬度、厚さは、抄造品質、抄速、マシン幅、設備強度、ロール材質等によって選択しなければならない。これを検討するに当たっては、経験ある専門メーカーの意見を聞き、十分討論するようにした方がよい。水分の分布、ニップ圧の状況、クラウン、紙質（厚さ、密度、引張り、引裂、透気度）等、予め必要なデータは日常から採取しておかなければならない。

#### A) ゴムロールの硬さ

ゴムロールの硬さを測定する方法にはいろいろある。日本ではJ I S (K6301) としてスプリング式硬さ試験機A型・C型と定荷重式のブセイ・ジョンス式がある。この他にショアA型がある。抄紙機に使用するロール類のゴムの硬さの標準値として、Voith 社の資料があるのでTable 6-6 に示す。

ゴムロールは放置しておいても、表層の酸化のため2°程度硬さが上がるが、プレスロールなどで長期間使用すると表層の硬さが変化する。ゴムの材質により軟化する場合もあれば硬化する場合もある。ゴム硬度の温度による変化も比較的大きく、温度が上がると硬度は低下する。ゴムの種類によってかなりの差があるが、温度差50℃で3～5°程度の硬さの差が発生する。従って、硬さの指定には測定時の温度も指定しなければならない。

Table 6-6 Kind and Hardness of Rolls

No.	Kind of roll	Hardness by Pusey & Jones 1/8" sphere
1	Pressed roll	5~10
2	Table roll	0~5
3	Wire roll	0~5
4	Lamp roll for suction couch	180~200
5	Lower roll for the first press	65~70
6	Lower roll for the second press	60~65
7	Lower roll for the third press	50~55
8	Lower roll for the 4th press	40~45
9	Suction press roll	28~32
10	Upper roll for ringer plane press	10~15
11	Lower roll for ringer plane press	70~75
12	Upper roll for ringer suction press	60~65
13	Suction roll for ringer suction press	28~32
14	Wet felt roll	0~5
15	Transfer roll and draw roll	0~5
16	Paper roll	0~5
17	Top roll for offset press	30~40
18	Pressed rolls for cylinder dryer and yankee dryer	25~30
19	Gloss press roll for yankee dryer	25~30
20	Suction touch roll for yankee dryer	28~30
21	Coating or size press roll	
	Roll of high hardness	5~40
	Roll of low hardness	30~50

Quoted literature: Voith Tech. Bellage 1966 S. 45

#### B) クラウンのチェック

抄紙機の操業と品質の安定は、計画的なロール類の研磨によって、大部分達成されるといって過言でない。ゴム被覆のサクションロールは、3~6ヵ月毎にゴムの硬さやプレスニップ圧を考慮して再研磨することが必要である。ゴムロールは肉厚が13~15mmになるまで研磨を繰り返し使用する。

研磨に当たっては、クラウンについて考慮しなければならない。ロールは両端支持の梁であるから、自重による撓みが生じる。上下一対のプレスロールについて考えると、下のロールは自重によって下方に湾曲する。一方、上のロールも自重により下に撓むが、両端のジャーナル部に加えられる荷重による上方への撓みの方が一

般に強いので、その場合は全体として上方に湾曲する (Figure 6-6参照)。

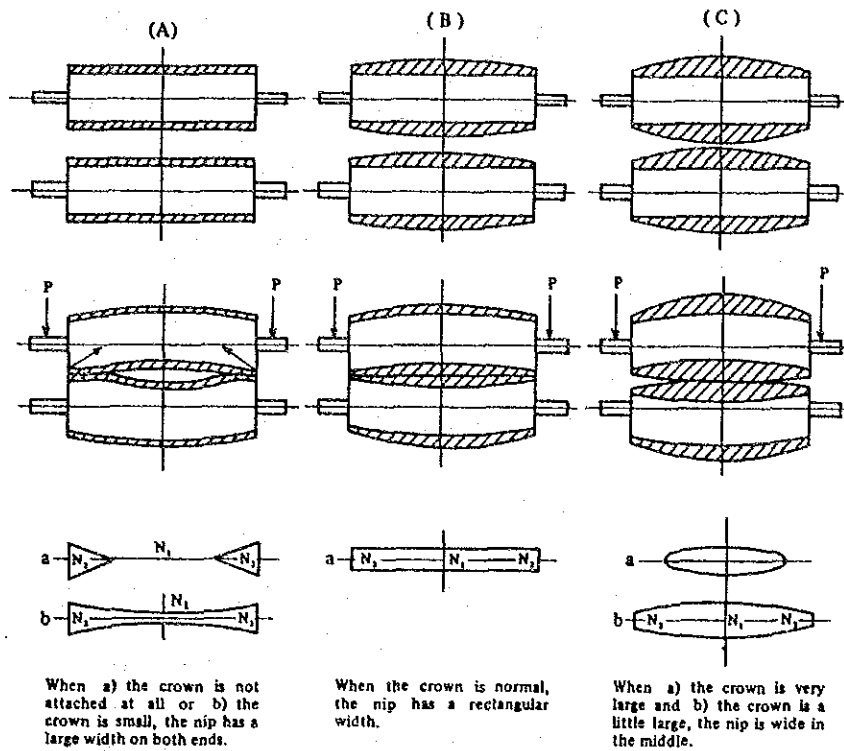


Figure 6--6 Crown and Nip Width

従って両端は密着していても、中央部には隙間ができる。この隙間を埋めるための肉盛りをクラウンという。

クラウンが不適正であると、全幅にわたって、均一なニップ圧が得られない。簡単にクラウン状態を眼で判断する方法としては、ロール間に次のものを挟み、そのマークないしは痕跡を利用することが行われている。

- a. カーボンと薄葉紙
- b. 感圧紙
- c. 表面に凹凸のエンボスをしたアルミ箔

これらを下ロールの上におき、上ロールの両端が下ロールに同時に接するように圧力かける。荷重を除き上部ロールを上げると、全幅にわたってのニップが記録される。

片側に狭いマークが現れたら、それは前裏の荷重が均一でないか、ロールがズレているときである。

マークされたニップ幅から、クラウン量を計算する式は、

$$C = \frac{(N_2^2 - N_1^2)(D_1 + D_2)}{2D_1 D_2}$$

C：補正すべきクラウン量

N<sub>1</sub>：マークしたロール中央部のニップ幅

N<sub>2</sub>：マークしたロール両端部のニップ幅

D<sub>1</sub>：上ロールの直径

D<sub>2</sub>：下ロールの直径

上下ロール径が同一であれば、当然次のようになる。

$$C = \frac{N_2^2 - N_1^2}{D}$$

もし計算結果が負になれば、それだけクラウン量を減らすことを意味している。

ここで注意すべきことは、ニップ巾 $\frac{1}{10}$ の差が $\frac{15}{1000}$ のクラウンの変化となってあらわれてくることである。ニップ巾を測定する場合、正確に読む必要があるので、感圧材の選択には細心の注意をし、鮮明にマークされるものを使用しなければならない。

#### 6.2.5 乾燥の効率化

##### (1) 水分約60%の湿紙を約5%まで乾燥する機構

- a. ドライヤシリンダに送入された蒸気はシリンダ表面を加熱し、凝縮する。
- b. 湿紙は、加熱したシリンダの平滑な表面にタッチし、全幅均等に、有効に熱を吸収・昇温して水分が蒸発する。
- c. シリンダにタッチした湿紙は、シリンダ外周約65%に接触するが、その湿紙の外側を、多孔質のキャンパスが湿紙をおさえつけて走行するので、蒸発した蒸気は、キャンパス内部に凝結する。
- d. 凝結水を包含したキャンパスの温度が上昇し、それにつれて内部水蒸気分圧も上昇する。そしてシリンダを離れて次のシリンダに接するまでの自由空間において包含した水分を瞬間的に蒸発する。
- e. このように蒸気を吸収し、凝縮し、放出する水分の排出作用を効果的に行うためには、キャンパスは通気性があり、高温で、よく乾燥していることが必要である。
- f. 湿紙も、シリンダを離れて自由空間に出るとき、相当の温度を持っているので蒸

気圧が高く、急激な温度低下を伴って紙の両面から高率の蒸発作用が行われる。

g. このときの蒸発速度は、紙表面の蒸気分圧（だいたい紙表面温度の飽和蒸気圧に一致する）と空気中の水蒸気分圧との差に比例する。従って、紙周囲の空気の湿度を下げることは効率向上の手段である。

h. シリンダ内に凝縮したドレンは、滞留したり、水膜リングになると、熱効率が低下するので、効果的に排出しなければならない。

以上、ドライヤパートの乾燥機構の概要を述べたが、乾燥における紙層間の水分の動きについて理解しておくことは、効率的な乾燥を行う場合必要なことである。

## (2) 紙層中の水分の動き

紙層から水分が蒸発する過程で、その蒸発速度と紙水分の間にはいかなる関連があるかを究明することは、乾燥機構を理解する上で必要である。典型的な紙の乾燥曲線を Figure 6-7 に示す。

A→B：水分の非常に多い状態の乾燥であって蒸発速度は一定している。これは紙の表面が水に覆われている状態で、この水分が蒸発しても紙層内部の比較的大きい毛细管や、繊維の隙間から次々にこれを補充している。この状態の蒸発が進行すると、当然紙の表面を十分湿った状態に保持することが不可能になる段階に達する（B点）。

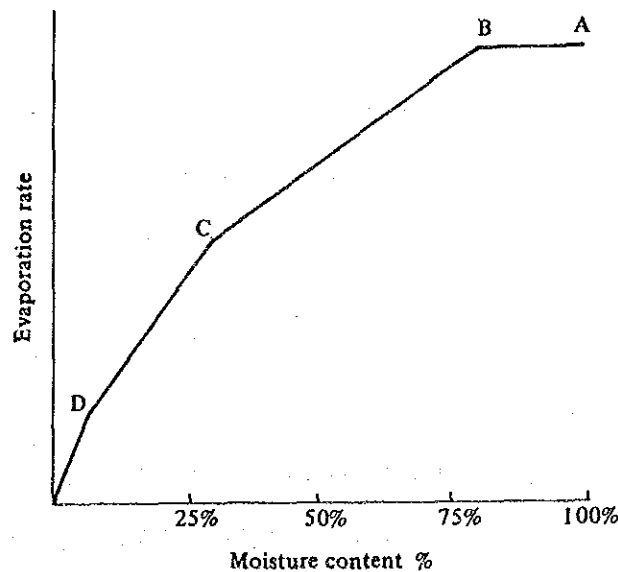


Figure 6-7 Drying Curve of Paper

これは、次第に小さい毛细管からの水の移動が主になり、流れの抵抗が増加するためであると考えられる。

B→C：内部空隙の水分が、紙層の表面に出てくるときの抵抗が、水分の減少と共に

に次第に大きくなって蒸発速度が徐々に低下してくる過程である。この抵抗となるファクタには、いくつかのものが考えられるが、繊維の叩解状態などによる毛細管の大きさの分布が最も大きなものであろうと思われる。

C→D：C点は非常に小さい毛細管や繊維そのものに吸収されている水分が、蒸発を始めることを示す変位点であって、C→D間では更に蒸発速度が下向きになる。繊維に吸収される水分の量はヘミセルローズの含有量や、叩解の程度に関連があるといわれている。

D→E：D点に至ると繊維に水和されている水分が蒸発を始めるが、この過程は更に抵抗が大きい。水和された水分はセルローズやヘミセルローズ分子に拘束されたり、あるいは分子層としてそれらに吸収されたりしているものである。

### (3) 紙の乾燥速度を支配する条件

湿紙から水分が蒸発する機構やドライヤにおける蒸発のプロセスについて理解できたと思うが、実際操業における重要な点は、幅方向の均一な乾燥である。厚さ、密度の均質な地合でありフロック結束繊維、異物などの夾雑物のないことが乾燥の要点であるが、乾燥速度を支配する一般的な条件について述べる。

その支配する要素は次の三つがある。

- A) ドライヤの表面温度
- B) 紙表面に接する空気の性質と風速
- C) ドライヤ表面と紙との接触面における熱伝導抵抗（接触抵抗）。

A)の項は、ドレンの排出が正常であれば乾燥不均一を起こす原因になることは少ないが、シリンダ内部のサイホンが欠落して、乾燥不均一になった例は、しばしば経験する。

B)の項は、紙とシリンダの間の空気が問題となることが多い。湿紙に接する空気の条件と乾燥速度との関係についてFigure 6-8により説明する。

Figure 6-8は湿紙に接する空気の状態を画いたものである。湿紙中の水分蒸発に要する蒸発熱（気化熱）を、いかに迅速に湿紙に供給するかが要点であるが、2点間の熱の伝導速度は、2点間の温度差に比例するという原則がある。従って、その伝導速度を早めるためには、シリンダ表面温度と湿紙温度との差を大きくしなければならない。そのためには、

- a) シリンダ表面の温度 $T_c$ を上げるか。

b) 湿紙の温度  $t$  °C を下げるか。

である。

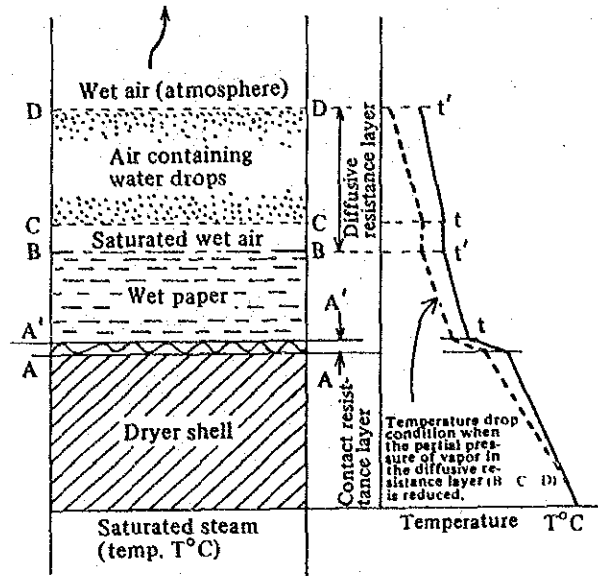


Figure 6-8 The Relationship between Air Conditions and Drying Speed

a. のシリンダ表面温度を高く保つには、スチーム調節バルブを開けばいいが、問題は b. の湿紙温度の低下とその影響である。水分は湿紙から気化熱を奪って気化し、湿紙表面から飽和湿り空気層 B-C (湿紙から蒸発した水蒸気で飽和している温度の高い層)、水滴を含んだ飽和湿り空気層 C-D (B-C 層より温度が下って一部の水蒸気が凝結して水滴となった層) を経て、外気 (湿り空気) へ拡散されるが、C-D 層における水蒸気分圧が低いほど B-C 層からの水蒸気の拡散は促進され、湿紙からの蒸発速度は速くなり、そのため、湿紙は気化熱を奪われて温度が低下する。この結果として、湿紙とスチームとの温度差が大きくなり、熱の伝導速度を上昇させることになる。このように湿紙の周りの環境条件 (温度、湿度、風速) が、乾燥速度や幅方向の乾燥ムラに影響する大きな要因となっている。

次に、C) のドライヤ表面と紙との接触面における熱伝導抵抗については

- a. シリンダ内面のフィルム抵抗
- b. シリンダ壁の抵抗
- c. シリンダ壁と紙の間の空気フィルム抵抗
- d. 紙層自身の抵抗

の各要因が正常であれば、乾燥速度が不均一になる恐れは少ない。

これらの要因の中で、不確定的で、意外に大きく、操業で留意しなければならない



のは、c. の項で、紙の表面に接する空気層については、十分留意しなければならない。

この部分のしわをのばし、空気を追い出すために、リーディングドライヤが設けられる場合がある。Figure 6-9はその使い方を示すが、リーディングドライヤはドライヤンシリンダより少し径が小さく、50℃位に加温されている。

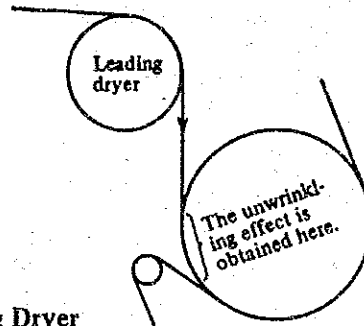


Figure 6-9 Leading Dryer

以上のように、ドライヤパートにおける乾燥機能に合わせて、設備、補機類、用具等について、点検・保守、整備、改善を行い、状況に合わせてうまく運用することが肝要である。日常の作業の中では、

- a. シリンダ表面をいつもきれいに保つためのドクタの整備点検と粕の除去。
- b. キャンパスの目詰まり、湿りの除去
- c. ドライヤへの冷い湿った空気の流れの防止

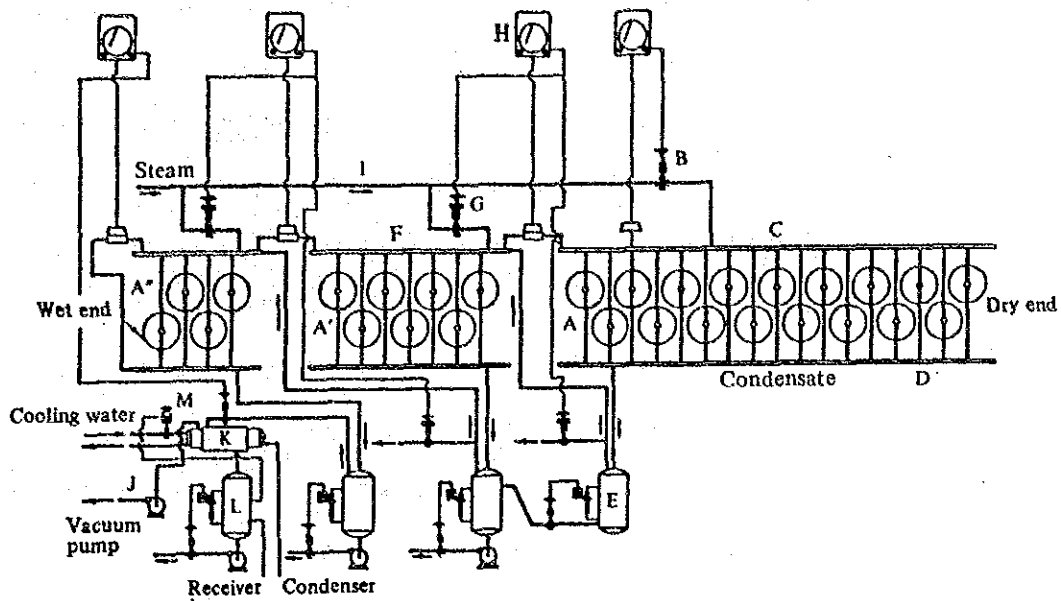
など、簡単な作業に気を配る必要がある。

#### (4) スチームの給排システム

紙乾燥の場合は、紙の種類による品質上の問題を考慮しなければならないが、一般的には、ドライヤ表面温度はウェットエンドから、ドライエンドに向って徐々に温度が高くなることが要求される。このことは、紙水分の減少につれて乾燥の抵抗が増し、同時にシリンダからの熱伝導率が低下する条件とも一致している。従って、ドライヤパートは2～3の群に分けて、スチーム通気量を変化させる。つまり、ドライエンドの群に対しては、スチームを多く使用し、ウェットエンドの群に対するスチーム使用量は少なくする。

シリンダ群分けの目安は、例えば3群の場合はウェット側から1：2：4の本数比とする。

Figure 6-10 は典型的な3群のドレネージシステムであるブロースルーシステムを示す。



- A : First group dryer (A' : second group dryer, A'' : third group dryer)
- B : First group control valve
- C : First group steam header
- D : First group condensate header
- E : First group condensate receiver tank
- F : Second group steam header
- G : Second group control valve
- H : First group and second group differential pressure controller
- I : Main steam pipe
- J : Non-condensive gas ejection vacuum pump
- K : Condenser
- L : Receiver tank
- M : Cooling water control valve

Figure 6-10 Typical Third Group Drainage System  
(Blow Through System)

<Figure 6-10 の説明>

Bのコントロールバルブから最初のドライヤ群〔A〕のヘッダ〔C〕に流入したスチームは、コンデンセートとなって、ヘッダ〔D〕を経て、レシーバタンク〔E〕に入る。ここの圧力はAより低いので再蒸発し、スチームとコンデンセートに分離される。この再蒸発スチームは、次の中間ドライヤセクション〔A'〕のスチームヘッダ〔F〕に入る。〔A〕と〔A'〕とのスチームヘッダの間には、一定の差圧を保つようコントロールバルブ〔G〕とコントローラ〔H〕がある。この差圧は、〔A〕のコンデンセート抜けが最も適切な状態となるよう設定されるが、設定値より

大きくなった場合は、コントロールバルブ〔G〕が開いて、差圧が所定の圧力になるまで、メインスチーム管〔I〕から〔A'〕のスチームヘッド〔F〕にスチームが流れるようになっている。もし次群のスチーム消費量より再蒸発スチーム量とサイホンのブロースルースチーム量の和が多い場合は、系外へ一部放出しなければ差圧コントロールができないので、システムは更に複雑になってしまう。このようなことから、最終段のウェットエンドドライヤセクション〔A''〕のドレンヘッド圧力を負圧にすることも必要であり、同時に非凝縮性のガスを強制的に排除する目的で、真空ポンプ〔J〕が設けられる。通例は、コンデンサ〔K〕も併設してバキュームポンプの能力を助けている。コンデンサへの冷却水量は、レシーバタンク〔L〕の温度に従って、コントロールバルブ〔M〕により調節される。

各レシーバタンクには、レベルコントローラを設け液面は常に一定に保たれる。コンデンセートは集合タンクに集められ、ボイラプラントに戻される。

レシーバタンク（フラッシュタンク）の大きさはTable 6-7、Table 6-8 により求められる。

Table 6-7 Flash Tank Capacity Index

Diameter		Maximum drain volume (kg/hr)
(mm)	(inch)	
150	6	900
200	8	2,250
300	12	4,500
380	15	9,000
460	18	13,000
500	20	16,000
600	24	20,000
760	30	34,000
920	36	50,000

Table 6-8 Flash Tank Height Index

Diameter		Height (mm)
(mm)	(inch)	
150	6	940
200	8	940
300	12	1,000
380	15	1,100
400	18	1,200
500	20	1,400
600	24	1,400
760	30	1,400
920	36	1,500

(5) ドライヤパートにおける空気の給排

ドライヤシリンダ周辺にできるだけ乾燥した、温度の高い空気を供給し、高湿度になった排気は速かに系外に排出することができれば乾燥効率は向上する。

またドライヤパートから排出する空気は高湿度であると同時に温度も高い(60~80℃)ので、何らかの方法で熱回収を行えば、熱収支を改善することができる。

以上の目的を達成するためには、ドライヤシリンダ群を囲うフードが重要な役割を持っている。

A) ドライヤフード

普通の抄紙機では、1 tの紙を乾燥するのに約2 tの水分を蒸発し、この水蒸気を排出するためには50~60 tの空気が必要である。そのためドライヤフードの構造としては、設計上次のような配慮がなされる。

a. フードの横幅及び側壁の深さ(高さ)が、湿気を含んだ空気を捕集するのに十分な寸法であること。オープンフードの場合、側壁の高さは少なくとも2 m、マシンフレームからの距離は、ソールプレート内側に対してほぼ30~35℃の位置にあることが必要である(Figure 6-11 参照)。これはドライヤポケットからのベーパーの吹き出しや、ソールプレートの内側を通過する上昇気流の膨張を十分吸収するためと作業上の点からである。

上部の傾斜は内側に凝縮する水滴が流れ落ちるように配慮したものであり、上部の空間容積も十分に余裕を持つべきである。

b. 排気口の位置及び大きさ、形状は湿気を含んだ空気を確実に排除するのに十分なものであると同時に、紙幅方向の乾燥ムラの原因となる偏気流の少ないものである必要がある。

フードの天井に排気口を直接接続するときは、ドライヤパートのウェット側3/4の部分に設けるべきである。これは蒸発の大部分が、紙水分15%程度のところまでの、いわゆる恒率乾燥の区域で発生するためである。

c. 通紙作業の邪魔にならない構造であること。

d. ドライヤ部の保全、修理、掃除のためのフード内出入りが容易であること。

e. フード材質は、耐水性、耐火性、耐食性のものであること。

f. フードの天井は、安全に歩き得る強度があること。

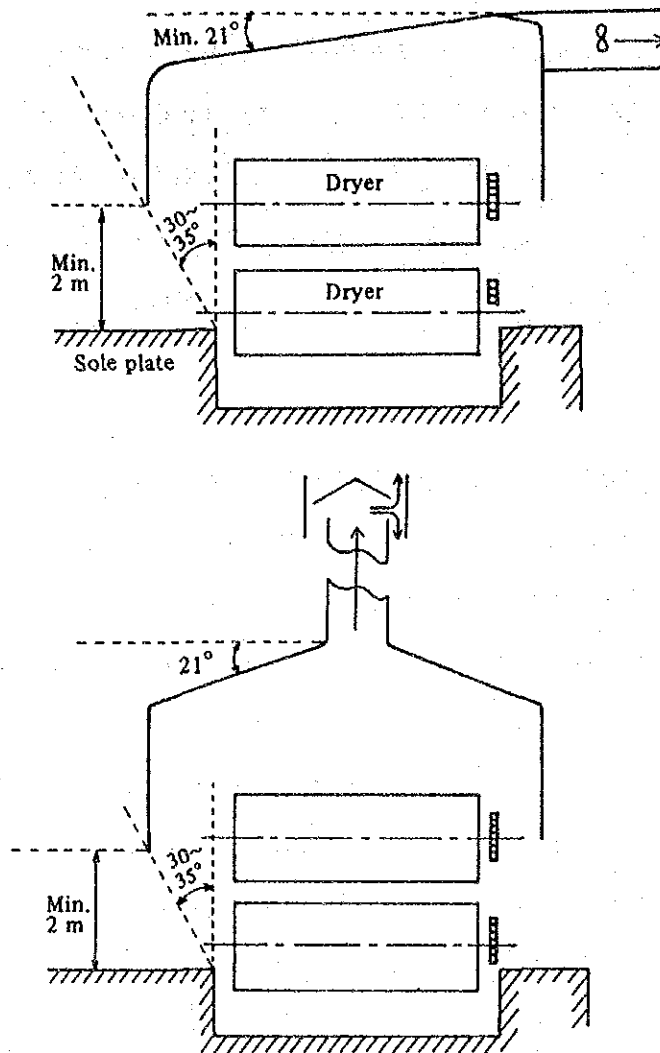


Figure 6-11 Design of Open Hood

古い抄紙機では、ドライヤンシリンダ群の上に屋根形のフードを設け、これに3～4本の太い排気筒を備え、自然通風による排気を行っていた。

生産性の高い高速抄紙機の開発に当たって乾燥性能が見直され、強制排気の採用、熱風供給設備の導入、更にフードの完全密閉化、排熱回収装置の組み込みというように発展してきている。完全密閉フードの場合は、理論的な設計が可能で、熱収支の計算も容易であるが、開放型フードの場合は、実際操業の中で生産に適合するよう順次改良、改善がなされる。

ドライヤ蒸発量と排気量の関係は、次式によって表わされる。

$$E = P \times \frac{W_1 - W_2}{100 - W_1} \quad (1)$$

$$G = \frac{E}{X_2 - X_1} \quad (2)$$

E : 蒸発量 kg/h

P : 紙通過量 kg/h

$W_1$  : 入口水分

$W_2$  : 出口水分

G : 排気空気量 kg/h

$X_2$  : フード出口露点に対する絶対湿度 kg/kg

$X_1$  : フードに供給される新鮮空気の絶対湿度 kg/kg

$X_1$ は季節、立地によって変化するが、 $X_2$ は操業で変化させることができ、大きくなるほどGは少なくて済む。すなわち、排気の露点を高く保つことが、スチームの原単位を下げることにつながるので、これに対する要因について、注意深く配慮した計画が必要となるわけである。

開放型フードの側壁端から透明フィルムのカーテンを下げることは、理屈にも合っているし効果ある方法である。また抄紙室の作業環境も改善される。

一般に紙1 t当たり必要とされる空気量は、次のとおりである。

- ・ フードのない抄紙機 75~80 t
- ・ 開放型フード付き抄紙機 50~60 t
- ・ 密閉型フード付き抄紙機 25~30 t

フードの設備を改善すれば、空気量は少なくて済み、それに伴ってスチーム原単位も少なくなる。開放フードと密閉フードの違いをFigure 6-12 に示す。

ドライヤの能力が限界にきているとき、密閉フードにすると20%程度の能力増加が期待できる。

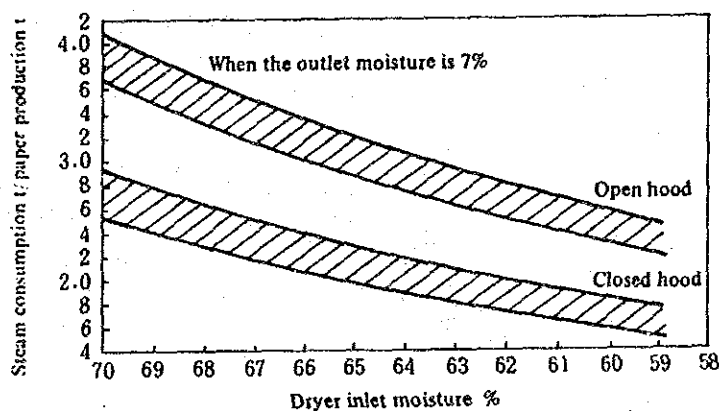


Figure 6-12 Unit Steam Consumption Rate for Open Hood and Closed Hood

B) ドライヤベンチレーションの改善

密閉フードにする場合、ベンチレーションシステムを一緒に組み込まないと効果が薄い。給気と排気の量・温度が適切なバランスを保つことが、熱エネルギー、電気エネルギーをムダなく有効に使うということと、品質を安定させることにつながる。

ドライヤパートからの蒸発水は露点の高い排気として放出されるが、その放出の過程で熱交換し、高温の空気及び温水を得、高温空気はドライヤの給気とし、温水は毛布洗浄やパルプ洗浄工程に使うようにする。

ドライヤベンチレーションシステムは、高効率蒸発と排熱回収をベンチレーションコントロールによって行うもので、その1例をFigure 6-13 に示す。また、排熱回収フローとベンチレーションのコントロールシステムをFigure 6-14 に示す。

ポケットベンチレーションは、全幅の水分を均一にし、スチーム使用を節減する効果がある他、両端の過乾燥を防ぎ、紙切れも防止するのでその効果は著しい。開放フードの場合でも、発生水蒸気の滞留は解消すべき問題である。キャンバスロールに内蔵したPVロールとか、クレピンノズルという装置もあるが、場合によりベーパー滞留個所にエアを吹き込むことも行われる。

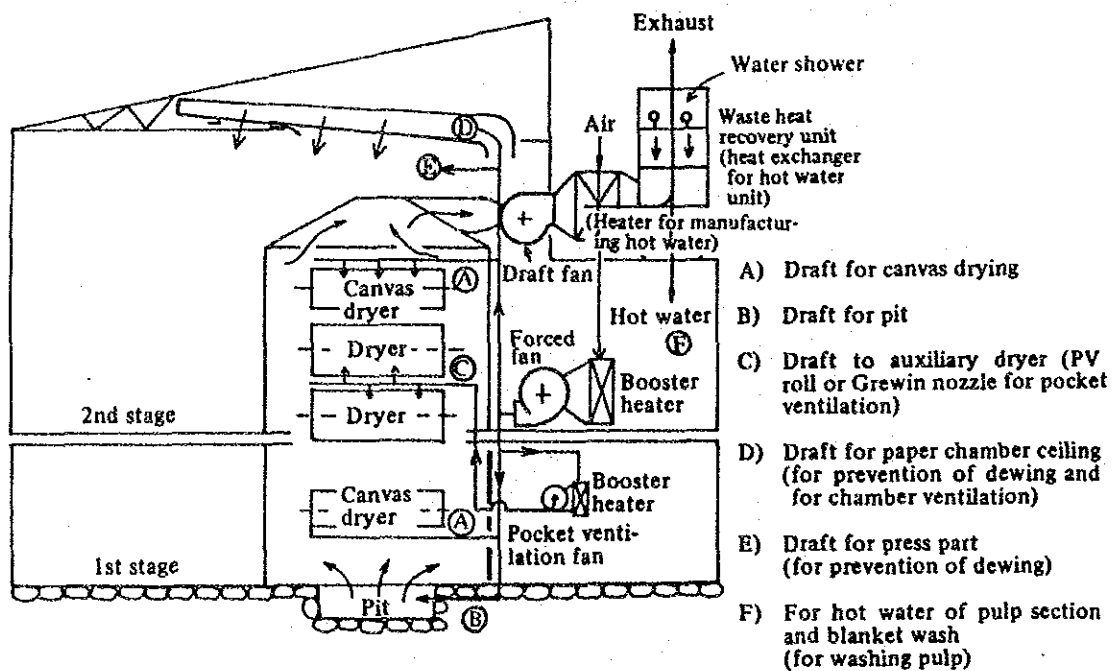


Figure 6-13 An Example of "Closed Hood Ventilation System"

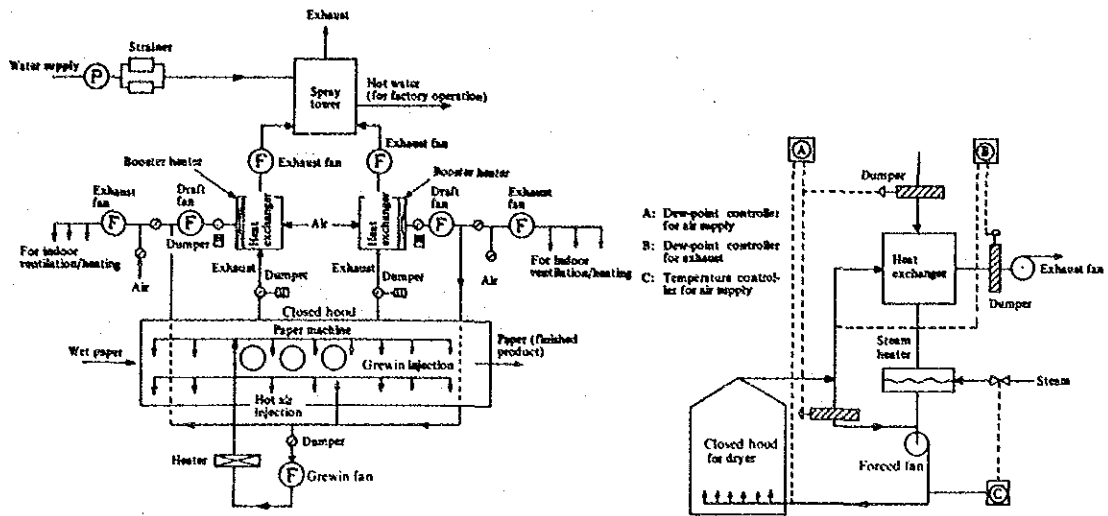


Figure 6-14  
Waste Heat Recovery Flow for Closed Hood Ventilation System and Control System



## 7. 皮 革

## 7 皮革

### 7.1 エネルギー使用の特徴

#### 7.1.1 製造工程

クロム鞣しの代表例を示す。



Figure 7-1 Production Process

#### Hide & Skin

一般に厚くて大きく、重い皮はハイド、子牛皮、羊皮などのように薄くて小さく、軽い皮をスキンと区別している。

#### ① Soaking 水漬け

皮に付着している血液や汚物などを取り除き、水分を補い生皮の状態にもどし、後の薬品処理を円滑にするのに重要な工程である。

(操作例)

300 %水 (20℃) に1時間浸漬、30分間ドラム回転、1時間浸漬、15分間ドラム回転、20分間水洗、排水。

300 %20℃水と0.1 %水漬用界面活性剤を加え15分間ドラム回転、以後90分毎に10分間ドラム回転しながら18時間水漬、20分間水洗。

② Fleshing 裏打ち

フレッシングマシンを用いて、皮の肉面（裏側）に付着している肉片や脂肪を取り除く。

③ Liming & Unhairing 石灰漬け・脱毛

石灰乳に浸漬させ、アルカリにより皮を膨潤させ、皮のコラーゲン繊維をほぐすと共に、毛・脂肪・表皮層を分解除去する。皮革独特の柔軟性を得るのに役立つ。

（操作例）

300 %水（25℃）、0.2 %脱脂用界面活性剤を加え10分間ドラム回転。1.5 %硫化ナトリウムを加え20分間ドラム回転。1.5 %硫化ナトリウム並びに1.5 %水酸化カルシウムを加え20分間ドラム回転し、60分間静止。2.5 %水酸化カルシウムを加え20分間ドラム回転、続いて1時間毎に10分間ドラム回転しながら4時間継続、次いで翌朝まで90分毎に10分間ドラム回転。

④ Splitting 分割

スプリッティング、バンドナイフマシンを用いて皮を所定の厚さに、銀面（表面）側と肉面（床皮）側の二層に分割する。

⑤ Scudding 垢出し

脱毛、石灰漬けの段階で除去し切れなかった毛根などを取り除き、銀面をきれいにする。スカッディングマシンまたは銚刀を用いて圧出除去する。

⑥ Reliming 再石灰漬け

石灰乳に再浸漬し、アルカリにより皮のコラーゲン繊維のからみをほぐす。ソフト革やスエード調革には不可欠な工程である。

⑦ Deliming, Bating 脱灰・酵解

脱毛・石灰漬け・再石灰漬けで皮中に残存した石灰を取り除く。これにより石灰漬裸皮を中和し、鞣し作業における鞣剤の浸透を容易にする。

ベーチングとは蛋白質分解酵素により、不要となった蛋白質を分解除去し、銀面をなめらかにする。

（操作例）

20分間水洗。300 %水（35℃）0.5 %塩化アンモニウムと共に15分間ドラム回転、ベーチング剤と0.5 %塩化アンモニウムを添加して20分間回転。

⑧ Pickling 浸酸

鞣し処理に使う薬品は酸性でないと溶けないので、鞣し工程に先立って皮を酸性溶液中に浸漬して鞣剤の吸収に適する状態にする。

(操作例)

90%水 (18℃)、7%塩化ナトリウムを加え10分間ドラム回転。1.25%硫酸 (1:10希釈) を加え2時間ドラム回転。ピックル浴中に一夜浸漬。翌朝10分間ドラム回転後、浴をすてる。

⑨ Chrome tanning クロム鞣し

三価のクロム鞣剤を皮に浸透させてコラーゲン繊維と結合させ、耐熱性、耐久性を与える。

(操作例)

50%水 (30℃)、1.5%塩化ナトリウムを加え5分間ドラム回転。クロム液を加え2時間ドラム回転。1.35%重炭酸ナトリウム (1:10に溶解) を2時間30分で添加、引続き3.5時間ドラム回転。

⑩ Squeezing 水絞り

革中の余分な水分を水絞り機械により絞り出す。

⑪ Shaving 裏削り

シェービングマシンで革の肉面を削り一定の厚さに調節する。

⑫ Rechrome tanning 再鞣

各種用途に最も適した性質の革を作るためには、クロム鞣しのみでは不十分であり、合成鞣剤や天然の植物タンニン剤を使って、用途に応じた特性を与える。

(操作例)

水洗 300%水 (30℃) 10分間ドラム回転水切り

水洗 300%水 (30℃) 10分間ドラム回転水切り

再鞣 8%再鞣剤並びに1.5%重炭酸ナトリウムを加え60分間ドラム回転。

100%温水 (40℃) 20分間ドラム回転、水切り

水洗 300%温水 (50℃) 10分間ドラム回転、水切り

⑬ Neutralization 中和

革中の酸をアルカリにより中和し、染料や加脂剤の浸透が均一になるように調整する。

(操作例)

300 %水 (20℃) 0.4 % 羧酸カルシウムを加え20分間ドラム回転。更に0.5 %重炭酸ナトリウムを加え10分間ドラム回転。水洗10分間。

⑭ Dyeing & Oiling 染色・加脂

染料を用いて革を希望の色に染める。染料の基本要件は、色、溶解性及び皮革への染色性であり、これらの要件を備えた染料を使用して素材を着色するのが染色である。

一般に酸性染料、直接染料などは陰イオン性で、中～弱酸性で良く染まる。

加脂は精製された生油や合成油脂を用いて、革の柔軟性や豊満性などの感触の特性を付与する。

(操作例)

400 %水 (50℃)、染料を入れて30分間ドラム回転、加脂剤を加えて40分間ドラム回転、水洗5分間。

⑮ Squeezing & Setting 水絞り・伸ばし

染色・加脂を終わった革の水分含有量は一般的に70%前後となっている。この革を乾燥する前に水絞り機にかけて脱水する。水絞り機の構造は2本のロールの間に革を挟み圧力をかけ、ロールに付けられている厚いフェルトの筒で絞り出た水分を吸収除去する。

⑯ Drying 乾燥

革中の染料や加脂剤を固着させるために乾燥する。自然乾燥あるいは熱風、熱板等を使用して乾燥する。革の感触に直接的に影響する重要な工程である。

⑰ Conditioning 味入れ

革に適当な水分を与え、もみほぐし易くする。

⑱ Staking スターキング (へら掛け)

スターキングマシンにより革をもみほぐし、柔軟性や弾力性を与える。

⑲ Toggling & tacking 張り乾燥

張板に釘張りするか、網板上にトグル張りし、平な状態で乾燥させ、水分を除去する。

⑳ Trimming 縁断ち

製品に仕上げるのに不必要な革の縁回りその他を縁だちする。

㉑ Buffing 銀むき

スエードなどにする場合、バッフィングマシンを用いてサンドペーパー掛けを行う。

## ㉒ Seasoning & Spraying 塗装

外観の美しさを色と艶で強調すると共に、革の耐久性を得るように塗料などを銀面に塗布する。

## ㉓ Glazing & Press 艶出し・型押

機械により表面の艶出し、またはアイロンがけをする。必要により型押またはもみ作業を行う。

## ㉔ Measuring 計量

計量機にかけて革面積を計量する。単位はDS：平方デシメートル $\text{dm}^2$ 、或はSF：スクエアフィート（約9.3 デシ）の2種類がある。

### 7.1.2 エネルギー使用状況

#### (1) 熱収縮温度

皮革工場における使用温度は低温である。皮革の品質は温度に対して鋭敏に反応するので設定温度の保持については特に留意を要する。

製造過程においては部分的にでも熱収縮温度（皮および革を水中で加熱したとき、収縮し始めるときの温度。革の耐熱性や鞣しの度合いの尺度となる。革の種類、鞣しの程度などによって異なる。）を超えないように留意する必要がある。

#### (2) 石灰漬温度とコラーゲンの分解

石灰漬温度は30℃まではコラーゲンに著しい損傷はなく脱毛作用を高めるが、35℃以上になるとコラーゲンの分解が激しくなり、一夜のうちにコラーゲンは液化し、皮革の形骸を停めなくなる。皮の固型分のうち蛋白質が90～95%を占めるが、蛋白質の主成分はコラーゲンであり、例えば牛皮の場合コラーゲンは蛋白質の約80%を占める。

#### (3) 鞣製作業

一般に化学反応は温度上昇により急速に進行するが、鞣製作業においても同じ事が云える。しかしクロム鞣しは化学的な反応のほか物理的な条件に大きく支配される。したがって反応容器であるドラムの大きさ、ドラム中の裸皮の重量などが著しく影響する。

一般にドラムの回転によって浴中の温度は終了時まで10～20℃程度上昇する。鞣製初期においては特に皮の変質の危険性があるので温度管理には充分留意する必要がある。

#### (4) ドラムの回転

ドラムは水漬、水洗、石灰漬、脱灰、ベーキング、浸酸、クロム鞣、中和、染色、加脂等皮革工場では幅広く使用されている。

モーターとドラム間の回転力の伝導は歯車、Vベルトまたは平ベルトが利用される。歯車は力の伝達の効率がよく場所をとらないが、騒音を生ずる上に精密な構造を必要とする。Vベルトは騒音は無く力の伝達も悪くないが、ベルト速度が2 m/secを下回らない方がよい。スピードが落ちると引張力が大きくなりベルトの寿命が短くなるので、周速の早いドラムの回転に適する。平ベルトは騒音が少なく、ドラム本体とモーターの間隔が固定されないので精密性を要せず調整が容易であるが、スリップを生じ易く伝達性は良くない。

#### (5) 染色速度

革と織物とを比較すると、革のコラーゲン繊維は枝分れが多く、表面積が相対的に大きい多孔性の構造である。そのために繊維がバラバラに分離した状態で比較すれば、革の方が織物よりも遥かに短時間で染色が完了する。また温度も高温を要しない。

染色温度は高いほど染料の吸着が速く、染色が不均一で表面的になり易い。しかし低温では染色の堅牢度が低くなる。

#### (6) 乾燥温度・風合・味入れ

染色・加脂後水しぼりを行い、伸した革の水分は50~60%である。この革の水分を最終的には17~20%ぐらいまで乾燥する。

革を乾燥させることに伴って革中の鞣剤・染料・加脂剤等を固着させる。革の柔軟性や豊満性等品質に与える影響も大きいので、省エネルギーのみならず品質にとっても重要な工程である。

乾燥方法には幾多の方法があり、一般的には単独ではなく、例えば真空乾燥を行ってからガラ干し乾燥を行う等複数の方法を組み合わせて行う場合も多い。

##### a. ガラ干し乾燥

ガラ干し乾燥を行うには温度、湿度、風量等の調節が可能な乾燥室で行う。使用熱源は温風であり、温風は蒸気の潜熱利用による間接加熱方式でつくられる。

革のガラ干し乾燥は普通35~50℃で行われているが、しまった銀面や弾力性を持つ風合を要求される革を得るためには、一般に乾燥温度を高くする。一方柔らかで弾力性のない革を得るには低めの乾燥温度が適している。特に乾燥温度を高くする

ときは、革の硬化および劣化、面積歩留りの低下、銀面の脆弱化等の物理的性質の低下を引き起こすことがあるため十分に注意する必要がある。

b. ガラス張り乾燥

水しぼりをした革をガラス板またはホーロー引き鉄板に糊り付けして乾燥する。

使用熱源は温風であり、温風はスチームの潜熱利用による間接加熱方式或は電気加熱方式等で作る。乾燥温度は40～60℃。

c. 真空乾燥

真空乾燥は、大気圧での水の沸点は 100℃であるが、真空中では水は容易に蒸発すると言う原理に基づいている。

革は平滑な金属板の上に伸ばし、ヘッドをかぶせる。カバーと金属板の間の空間はゴムで気密にシールされ、気圧と革を押さえる力をコントロールすることができるようにしてある。熱板の温度は70～90℃。乾燥時間 2～3 分間。

d. 熱板乾燥

熱板の表面に革を張りつけて乾燥する方法である。熱板内のタンクには温水を入れ、常時一定温度になるようにスチームで直接或は間接加熱する。使用温度70～90℃。

e. その他の乾燥並びに熟使用箇所

皮を平坦な板状の革にするための網張り乾燥並びに塗装仕上げ後の乾燥があり、一般に温風による乾燥を行う。

乾燥した革を均一な水分状態に調整するために味入れを行う。味入れには乾燥した革を約35%の水分を含んだおが屑の中に埋めるか、40～60℃の温水に短時間浸漬する等の方法がある。

革は味入れ後ステーキングマシンで柔軟化を施し、更に収縮しないようにネット張り乾燥を行い固定する。



## 7.2 熱エネルギー使用の合理化

### 7.2.1 温水の製造

皮革工場では多量の温水を使用している。スチームを使って水を加熱する場合、直接スチームを温水槽に放出しているところが多いが、これでは水温60℃以上ぐらいになるとスチームが完全には凝縮せず、水面から飛び出してゆくのでスチームの損失が大きくなる。

間接加熱にしてスチームトラップから出てくるコンデンセートも温水槽に回収してやれば省エネルギーとなる。

### 7.2.2 乾燥前の水絞り

乾燥前の革はできるだけ水分を絞りで除いておいた方がよい。水1kgを蒸発により除くためには539kcalの熱エネルギーを必要とするからである。しかし革の官能検査の結果では、絞りによる脱水の程度を高めるほど感触、銀面の状態、豊満性等が劣り偏平な感じが増し、革が硬くなる傾向がある。特に水分50%以下ではこの傾向が著しいところから、革の水絞りは水分50%までとされている。これらの関係については杉田・小田等の実験結果がありTable 7-1 にその結果を示す。

その他革の水絞りによる影響として次の点が挙げられる。

- ① 乾燥による収縮が起こりにくくなり、製品の面積増加になる。
- ② 革の厚さが減少する。
- ③ 革の引張り強さ、引裂強さ等機械的強さが増加する。

以上のように乾燥前の水絞りには省エネルギーのほか品質、製品の歩留り等の問題がからみあってくる。

Table 7-1 Apparent Quality of Leathers

Degree of dehydration	Tightness					Fullness					Surface of grain					Softness				
	Total					Total					Total					Total				
70%	3	3	5	3	14	5	5	5	5	20	3	5	5	3	16	5	5	5	5	20
60%	3	3	5	3	14	5	5	5	5	20	3	3	5	5	16	5	5	3	5	18
55%	3	3	3	3	12	5	5	3	3	16	3	3	3	5	14	3	3	5	5	16
50%	1	1	3	3	8	3	1	1	3	8	1	3	3	1	8	1	1	3	1	6
45%	1	1	1	3	6	1	1	1	1	4	1	1	1	1	4	1	1	1	1	4

1 : bad, 3 : good, 5 : excellent

∴ Degree of dehydration is shown as the moisture content of leather after samming.

### 7.2.3 乾燥作業

#### (1) ガラ干し乾燥

ガラ干し乾燥は一般的には適当な温度、湿度、風量等に調節が可能な乾燥室で行う。省エネルギーのためには次のことに注意する。

- a 温風と皮の移動方向を向流にする。
- b 空気量および速度を操作し、流入空気と流出空気との間の相対湿度の差を大きくするようにする。
- c 乾燥用熱風が偏流しないように注意する。

#### (2) 真空乾燥

- a 水分蒸発は、同じ真空度では熱板温度が高いほど、荷重が大きいほど、また革の厚さが薄いほど早くなる。

最終の水分含有量は、乾燥温度および革への圧力が高いほど低くなる。

- b 面積収縮は、熱板温度が高いほど、また荷重が小さいほど一層大きくなる。
- c 十分な水分が革中に存在している間は部分的な加熱を生じないが、水分含有量20%以下になると局部加熱による変質が起るので注意しなければならない。
- d 熱板下部裸面放熱損失防止のため、熱板まわりにスカートを取付ける。

#### (3) ドライサーミックプレート（熱板乾燥）

- a 温度のばらつきを生じないように熱板内の水位に注意し、水位を上げすぎて温水をオーバーフローさせたり、水位を下げすぎないこと。
- b 熱板は縦型と横型とがある。縦型の場合は両面使用できるが、横型の場合は片面だけの使用となるので、使用していない面の断熱が必要である。

#### (4) ガラス張り乾燥

- a 熱風はワンパスでなく再循環使用すること。
- b 乾燥用熱風の温度と湿度は、加熱装置空気引込口および排出口等により調節できるようにしていること。

### 7.2.4 過乾燥

過剰に乾燥されると革の豊満性、柔軟性が悪くなり銀面が割れ易くなる。特に真空乾燥の場合は、水分含有量20%以下になると品質に与える影響が大きくなる。また、余分の水分を蒸発させることになり、燃料の損失となる。

成牛皮よりクロム甲革を製造する工程における重量並びに水分の変化の一例をTable7-2に示す。

更に大気湿度と平衡水分の関係について Figure 7-2 に示す。これによれば例えばクロム鞣しCalf Skin の場合、相対湿度60%、温度25℃の条件に、32日保持した後に測定した結果では約18%の水分が含まれている。同様に相対湿度40%の場合の測定では水分含有率16%となっている。

従って例えば相対湿度40~60%、温度25℃の大気中に革を放置しておけば水分含有率は17%前後となるので、それ以下に乾燥しても無駄となる。

乾燥工程において過乾燥にならないように管理することは、省エネルギー並びに品質管理の両面から見て重要である。

Table 7-2 Example of Changes in Weight and Moisture in the Process of Producing Chrome Leather from Cow Hide

Process	Weight kg	Moisture %	Anhydride	
			kg	%
Raw hide	1,000.0	37.4	626.0	100.0
Chrome tanning	702.4	66.4	236.0	37.7
Drying	265.8	20.4	211.6	33.8
Toggling	256.2	18.9	207.8	33.2
Product	245.0	19.2	198.0	31.6

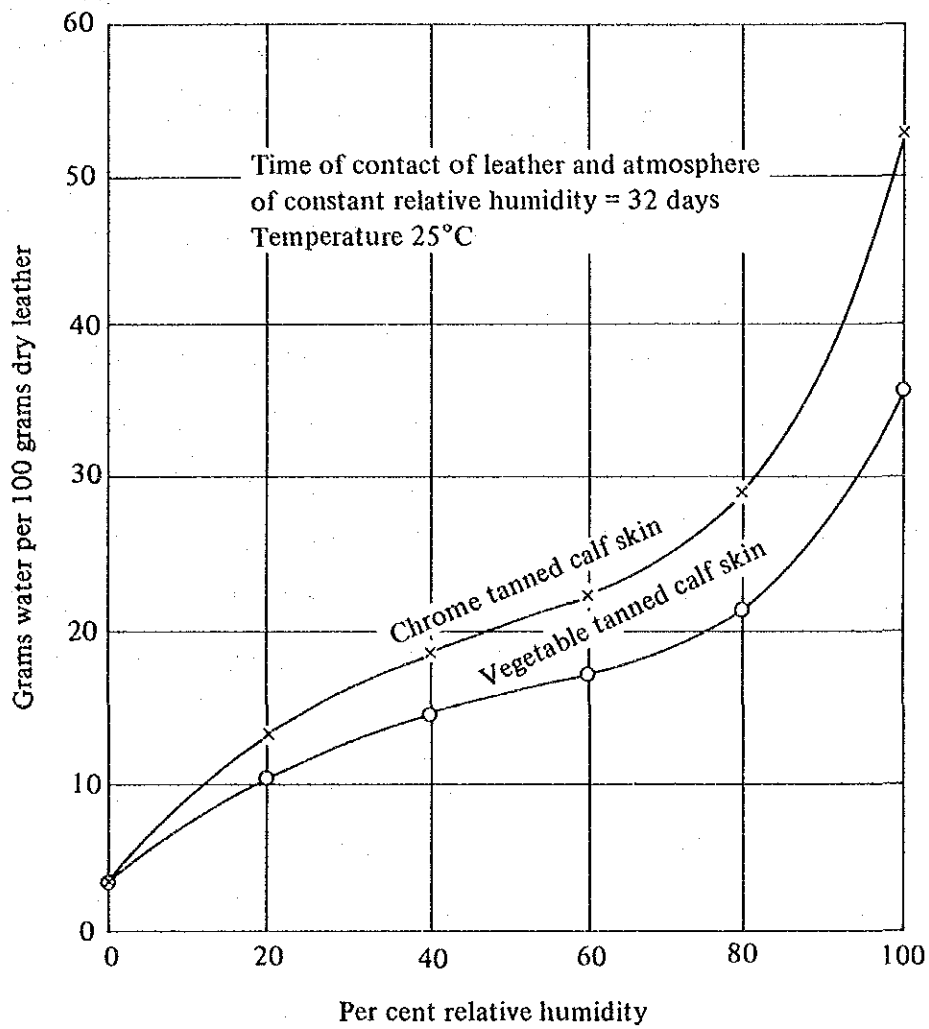


Figure 7-2 Showing Effect of the Relative Humidity of the Air upon the Water Content of Chrome and vegetable-Tanned Calf Leathers.

### 7.2.5 乾燥の新技術

一般に「短時間での急速な乾燥は革の感触を損なう。」と言われてきたためか、乾燥工程は他の工程に比較して新技術の適用が遅れている工程である。ところが、近年塗装作業など乾燥工程前後の諸工程が自動化されてきたのに伴って、高能率の一貫した連続作業を行うためには、急速乾燥技術を乾燥工程に適用することが必要になってきた。

#### (1) マイクロ波乾燥

最近の電子レンジの普及に見られるように、マイクロ波エネルギーを加熱エネルギーとして工業的に利用することが進んできた。

マイクロ波加熱は、マイクロ波(300 MHz ~ 30 GHz)を加えられた被乾燥物体(絶縁物)中の水分子が、振動と回転を起こすことにより、発熱し被乾燥物体の温度上昇と水分蒸発が行われると言う原理によるものである。したがって、中心部は表面よりもむしろ高温になる温度分布になり、内部の水分の拡散が容易となる。更に、マイクロ波は水分の多い部分に集中的に吸収されると言う特性から、短時間に均一な乾燥が可能と考えられ、革の乾燥方法として有望な方法として一部で既に採用実施されている。

小田・杉田等のマイクロ波乾燥に関する実験結果を要約すれば

- a マイクロ波乾燥は自然乾燥に比べて厳しい乾燥条件であるにもかかわらず革の機械的性質には特に悪影響がなく、また面積収縮率も自然乾燥のものより少なかった。
- b マイクロ波による乾燥は内部加熱方式によるため革を柔軟にする効果があると言われているが、ステッキング工程の省略はできない。但し、味とり工程の省略の可能性はある。

#### (2) 遠赤外線乾燥

一般に塗料等の高分子化合物は遠赤外線(波長 $4\mu\text{m}$  ~  $1\text{mm}$ )をよく吸収する。

塗装乾燥に遠赤外線を利用すると、輻射伝熱による塗膜への選択的な吸収により、塗膜の均一、迅速な加熱が行われるので、工程の短縮化、省エネルギー、塗膜面の品質向上などの効果が認められる。

小田・杉田等の実験結果によれば、味とり工程を省略し、ガラ干し、ステッキング、遠赤外線ネット張り乾燥を行った場合、革の物性には悪影響は認められていない。

### (3) 新技術採用の場合の新しいシステム

前述したように、味とりを省略しても革の物性に差が認められないところから、マイクロ波乾燥機→パイプレーションステッキング→遠赤外線ネット張り乾燥機の組合せによる連続乾燥システムの可能性が考えられ、乾燥工程の短縮化、連続化、省エネルギー、省力化等の合理化の一手段として有効な方法であると考えられている。

## 7.2.6 節水

皮革工場における用水の節減については世界各国で行われている。代表的なクロム革製造工場での排水量は、塩蔵皮1kg当り60ℓで、そのうち24ℓが湿潤工程、残りの36ℓが水洗その他の工程の排水である。これを削減するために、水洗工程での節減、工程の省略または併合、湿潤工程のための機械の改善等が具体的な問題として取上げられ実用化されている。即ち

#### (1) 流水水洗をバッチ水洗に改善した場合の用水量の比較

用水量は流水水洗量 100に対しバッチ水洗量は25ですむ。

#### (2) 湿潤工程における用水量の機械装置による比較

湿潤工程において、従来ドラムを使用していたものをハイドプロセッサーに改善した場合は、用水量が大幅に削減できる。

ハイドプロセッサーについてはFigure 7-3 に示す。

塩蔵皮重量kg当り、ドラムの場合19.6ℓの用水を使用していたものが、ハイドプロセッサー使用により 8.4ℓとなった報告（久保）もある。

#### (3) 工程の併合と省略

- ① 本水漬と脱毛石灰漬の併合。
- ② 浸酸とクロム鞣製の併合。
- ③ 中和と加脂の併合。
- ④ 本水漬後の水洗省略。
- ⑤ 中和後の水洗省略。
- ⑥ 染色・加脂後の水洗省略。

#### (4) その他

排水の再利用については、製革排水は個々の工程別にそれぞれ異なった組成を持っているので、これらを一緒に集めて総合的に処理し再利用することは適切ではない。

特に予備水漬、脱毛石灰漬の排水は全蒸発残留物、溶解性蒸発残留物、全窒素、CO<sub>2</sub>等の汚濁度が高い。そのほか水漬では塩素イオン、カルシウムイオン、不溶性のカルシウム塩等が多量に存在し、そのまま再利用あるいは総合処理に持ち込むことは好ましくない。

しかし、その他の工程、特に水洗の排水は量が多く、汚濁度も低いので有効再利用が行われるべきである。

クロム鞣製排水については、クローズドシステムの確立が好ましく、工程内の循環利用によるクロム使用量の節減並びに排水汚染防止に努めるべきである。

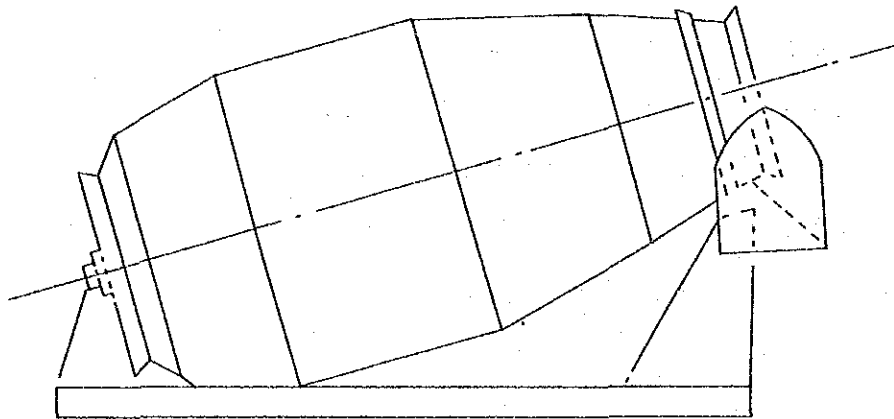


Figure 7-3 Hide Processor

## 8. 化 学





## 8 化学

### 8.1 化学工業におけるエネルギー使用の特徴

化学工業は生産の工程で化学反応を利用し、原料を化学的变化により加工する工業である。この主たる生産工程にさらに原料の前処理、生産物の分離・精製などのための物理的・化学的・機械的な分離操作による処理工程が加わって、全生産プロセスが完成する装置産業が化学工業であると云うことが出来る。

化学反応速度は温度の影響を受け、一般には高温である程大になり、また化学平衡は圧力の影響を受ける場合が多い。発熱或いは吸熱反応にあっては最適反応温度を維持するために反応塔部分の冷却あるいは加熱が必要であり、原料などの供給も最適温度で行うための加熱が行われる場合が多い。このため化学工業のプロセスではエネルギーの消費が多いこと、顕熱や潜熱の形で系外へ逃散する排熱も多いことなどからエネルギー管理は重要な課題であり、合理的な熱の使用と排エネルギーの回収は生産性向上のための前提条件の一つである。

化学プロセスの熱エネルギー使用状況として、エチレン製造プラントを例にとると、素原料であるナフサを 800～850℃の温度で分解して製造するものでエチレン 1 t 当たり  $6 \times 10^6$  kcal という多量の熱エネルギーが必要である。そこで、省エネルギーに努めているエチレンプラントの例をとると、分解炉の燃料には自製する分解ガスと分解重油を使用し、分解炉から出る高温ガスは、急冷工程で複数の排熱ボイラに熱を与えて、温度・圧力がそれぞれ異なる蒸気が回収されるようになっている。この回収蒸気はそれぞれの温度・圧力に応じて動力用、反应用、加熱用に区分して利用される。この結果、分解炉への入熱は分解反応に 17% 使われた後に 68% 回収され、冷却損失と煙突からの排出損失は 15% にすぎない。

化学工業は製品により、また、使用される素原料によって生産プロセス及びエネルギーの使用はそれぞれ特有であり、発熱反応や吸熱反応が関係してくるので化学工業における省エネルギーを画一的に論ずることは難しい。

しかしながら、プロセスの中において、いわゆる単位操作を行う単位装置には、プロセスの相違にかかわらず類似のものが使用されている場合が多く、エネルギー使用の面においても共通する点が多い、よって、ここでは、化学工業において使用されているいくつかの代表的な単位装置を選び出して論ずることとする。

## 8.2 熱エネルギー使用の合理化

### 8.2.1 燃焼装置

燃料及びバーナーについては「金属加工」の部を参照のこと。

#### A) 空気比の低減

装置の熱収支において燃焼排ガスの持ち出す熱量は、(2)項で述べたとおり排ガス量による影響が大きく、排ガス量は空気比に直接関係する。排ガスによる熱損失は、Figure 8-2に示すように、空気比の増加とともに直線的に増加するので、空気比は小さいほど熱損失が少なくなるはずであるが、実際は 1.1 よりも小さくなると不完全燃焼による熱損失が生ずるので、熱効率の最大値は空気比が 1.02~1.10 の間に存在する。

しかしながら、一般の燃焼装置では通常負荷の変動があり、その際に低空気比で燃焼していると不完全燃焼により、しばしば黒煙を発生することになる。そのため、実際の装置では余裕をとって 1.3 前後の空気比で運転されている (Table 8-1)。ところで最近、空気と燃料の流量をそれぞれ直接計測して、負荷変動時においても、必ず所定の空気比が維持されるコンピュータによるクロスリミット方式のコントロールが行われ、常時空気比を 1.02~1.10 に保つことが可能となり大きな省エネルギー効果が上げられている。

Table 8-1 Standard Air Ratio for Various Facilities

Classification	Standard air ratio
Melting furnace for metal casting	1.3
Continuous billet furnace	1.25
Other metal furnaces than continuous billet furnaces	1.3
Continuous heat treating furnace	1.3
Gas producer and gas heating furnace	1.4
Petroleum heating furnace	1.4
Thermal decomposition furnace and reforming furnace	1.3
Cement calciner	1.3
Alumina kiln and lime kiln	1.4
Continuous glass melting furnace	1.3

#### B) 排熱の回収

空気比が 1.2 の場合であっても、炉出口の排ガス温度が 1,000℃ であると排ガス損失は 50% 近くなり、排ガス保有熱の回収による省エネルギーが効果的である。

a. 原材料の予熱

通常、原材料は常温で装入される場合が多いので、材料装入場所に予熱室を設け排ガスを導入して、原材料を加熱する。セメント製造プラントのサスペンション・プレヒータ方式はこの方法の好例である (Figure 8-1参照)。

b. 燃焼用空気の前熱

熱交換器を用いて燃焼用空気の温度を上げれば、熱収支計算式より明らかなように、燃料使用量は減少する。1例として、空気比 1.3 の場合の空気予熱温度と燃料節約率を Figure 8-2 に示す。ただここで注意すべきことは、燃料に含まれる硫黄による腐食である。硫黄は排ガスの中で  $\text{SO}_2$  の形となっており、この一部は  $\text{SO}_3$  に転換される。 $\text{SO}_3$  は更に燃焼ガス中の水蒸気と化合して硫酸蒸気となり、これが低温部で露点に達して液化し、熱交換器を腐食する。露点温度は理論的解明が難しく、経験則的に求められており、重油燃焼の場合には一般的に  $110 \sim 160^\circ\text{C}$  といわれている (後出のボイラの項参照)。

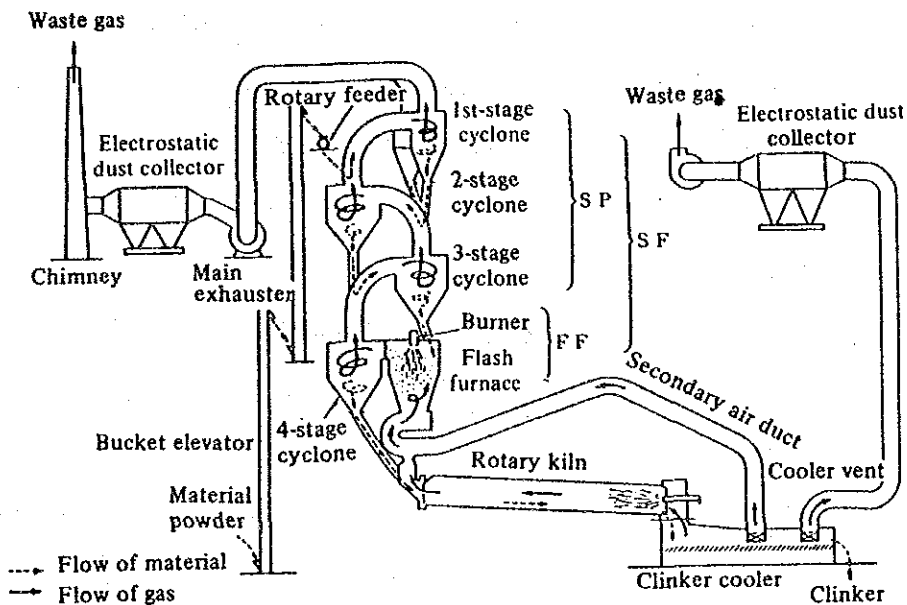


Figure 8-1 New Suspension Preheater System Cement Factory

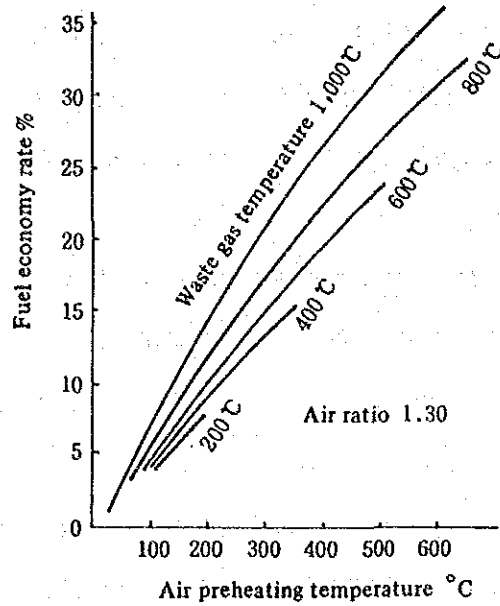


Figure 8-2 Fuel Economy Due to Air Preheating

c. その他の加熱源としての利用

排ガスの顕熱が他の装置のための加熱源として、熱量、温度範囲などが適合しており、かつ場所が近接していれば利用を考えるべきである。また、工場内でスチームの需要があれば、排熱ボイラを設置してスチーム発生用に排ガス顕熱の利用を考えるのがよい。

C) 被熱物の顕熱利用

燃焼装置から出る被熱物は、そのままでは温度が高く、次工程で引き続いて処理される場合は別として、一般には常温まで冷却されたり、あるいは副反応の防止のため急冷されることが多い。

このような場合には、被熱物の顕熱を回収して有効に利用すべきである。セメント製造プラントにおけるクリンカ冷却空気の燃焼用1次空気としての利用や (Figure 8-1), エチレンプラントにおける分解炉出口ガスの急冷用排熱ボイラなどが好例である。

8.2.2 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、その機構は次の三つに分類される。

- ・伝導伝熱
- ・対流伝熱
- ・放射伝熱

実際の熱伝達には、これら三つの複数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、近似又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。

##### a. 平面の場合

$n$  枚の平板が重ね合っているとき、これらを通って伝わる熱量  $Q$  は、

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

ここで、 $A_0$  : 伝熱の方向に直角な面の面積 (m<sup>2</sup>)

$\Delta t$  : 低温～高温部の温度差 (°C)

$\ell$  : 板の厚さ (m)

$\lambda$  : 板の熱伝導度 (kcal/mh°C)

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

##### b. 円筒面の場合

平面の場合と同じ記号を使って、

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

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

流体の種類、流動条件、物体の形状、流体の相変化の様相などの諸条件が関係し、数多くの実験式が作られている。

ここでは通常使用頻度の高い、代表的な実験式について述べる。

##### a. 流体が空気中で自然対流の場合の平均伝熱係数 $a_n$

1) 平板の場合

下面からの放熱

$$a_s = 1.13 (\Delta t / \ell)^{1/4} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C})$$

$$3 \times 10^5 < G_r \cdot P_r < 3 \times 10^{10}$$

注) Table 5.8.4参照

ここで,  $\Delta t$  : 温度差 ( $^\circ\text{C}$ )

$\ell$  : 平面の代表長 (m)

$G_r$  : Grashof number

$P_r$  : Prandtl number

上面からの放熱

$$a_s = 2.27 (\Delta t / \ell)^{1/4} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C}) \quad 10^5 < G_r \cdot P_r < 2 \times 10^7$$

$$a_s = 0.831 (\Delta t)^{1/3} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C}) \quad 2 \times 10^7 < G_r \cdot P_r < 3 \times 10^{10}$$

垂直面からの放熱

$$a_s = 1.22 (\Delta t / H)^{1/4} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C}) \quad 10^4 < G_r \cdot P_r < 10^9$$

$$a_s = 1.13 (\Delta t)^{1/3} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C}) \quad 10^9 < G_r \cdot P_r < 10^{12}$$

ここで,  $H$  : 垂直面の高さ

ii) 水平管の場合

$$a_s = 1.14 (\Delta t / D)^{1/4} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C}) \quad 10^4 < G_r \cdot P_r < 10^9$$

$$a_s = 1.07 (\Delta t)^{1/3} \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C}) \quad 10^9 < G_r \cdot P_r < 10^{12}$$

$$a_s = 0.4 (\lambda / D) \quad (D \text{ が小さいとき}) \quad (\text{kcal/nfh } ^\circ\text{C})$$

$$G_r \cdot P_r < 10^5$$

ここで,  $D$  : 管の外径 (m)

Table 8-2 Dimensionless Terms Related to Heat Transfer

Name	Equation	Abbreviation
Nusselt number	$hD/k$	$Nu, N_{Nu}$
Stanton number	$h/C_p G$	$St, N_{St} = (Nu)/(Re)(Pr)$
Condensation number	$h(\nu^3/g)^{1/3}/k$	$Co, N_{Co}$
Reynolds number	$DG/\mu, D\bar{u}/\nu$	$Re, N_{Re}$
Prandtl number	$C_p\mu/k$	$Pr, N_{Pr}$
Péclet number	$C_p DG/k$	$Pe, N_{Pe} = (Re)(Pr)$
Grashof number	$(D^3 g/\nu^2)/(\beta\Delta t)$	$Gr, N_{Gr}$
Graetz number	$wC_p/kl$	$Gz, N_{Gz} = \frac{\pi}{4} (Re)(Pr)(D/l)$

Note:  $D^3 g/\nu^2$  is referred to as Galilei number.  
 $D^3 g/\nu^2 = (Re)^2/(\bar{u}^2/gD)$ ,  $\bar{u}^2/gD$  are referred to as Froude number.  
 $C_p$  : Specific heat at constant pressure  
 $D$  : Diameter or representative length  
 $\Delta t$  : Temperature difference  
 $G = \bar{u}p$  : Mass velocity  
 $\bar{u}$  : Average velocity of flow  
 $w = \frac{\pi}{4} D^2 G$  : Mass flow  
 $g$  : Gravitational acceleration  
 $k$  : Heat conductivity  
 $\mu$  : Viscosity       $\rho$  : Density       $\nu = \mu/\rho$  : Kinetic viscosity  
 $\beta$  : Coefficient of thermal expansion     $l$  : Tube length

b. 強制対流の場合の伝熱係数 a

i) 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)

$\eta$  : 流体の粘度

$\eta_w$  : 管壁温度での流体の粘度

ii) 管外伝熱係数

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

ここで,  $D$  : 管外径 (m)

$C$  と  $m$  は  $Re$  の値により以下のとおり。



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,  $\varepsilon$  : 物体の放射率

$A$  : 物体の表面積 (m<sup>2</sup>)

二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 の放射面積 (m<sup>2</sup>)

$F_{12}$  : 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)

$\varepsilon_1, \varepsilon_2$  : それぞれの放射率

広い空間への放射熱は前述の式を使って、次式で近似できる。

$$Q = A \cdot 4.88 \cdot \varepsilon [(T_1/100)^4 - (T_0/100)^4] \quad (\text{kcal/h})$$

$T_1, T_0$  : それぞれ物体及び大気の温度 (K)

D) 3種の伝熱機構の複合により構成される熱伝達の計算例

平面状の機器の下面からの大気への放熱量を例にとって説明する。

$$\text{放熱量 } Q = \text{機壁の伝導伝熱量 } Q_c + \text{対流伝熱量 } Q_r + \text{放射伝熱量 } Q_e \dots\dots\dots(1)$$

機器の内部、表面及び大気の温度をそれぞれ  $t_i$  (°C),  $t_w$  (°C),  $t_o$  (°C) とす

れば,

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

$$Q_e = 1.13 \left( \frac{t_w - t_o}{\ell} \right)^{1/4} \cdot A \cdot (t_w - t_o) \dots\dots\dots(3)$$

$$Q = 4.88 \cdot \epsilon \left[ \left( \frac{t_w + 273}{100} \right)^4 - \left( \frac{t_o + 273}{100} \right)^4 \right] \cdot A \dots \dots \dots (4)$$

(2)~(4)式を(1)式に代入して得られる方程式を解いて $t_i$ を求めれば、放熱量が計算できる。ただこの方程式は複雑なので、解法は通常図解法か試行錯誤法にならざるを得ない。しかし、コンピュータを使えば容易に解けることはいうまでもない。

(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の合成によって、次式の外径を基準とした総括伝熱係数 $U_o$ で表わされる。

$$1/U_o = (1/h_i)(D_i/D_o) + 1/h_o + (x/\lambda)(D_o/D_m) + R_i(D_i/D_o) + R_o$$

ここで、 $h_i$  : 管内対流伝熱係数

$h_o$  : 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

$\lambda$  : 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、流速及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 8-3 に各種の汚れ係数の例を示す。

熱交換器は十分掃除しても $R$ は0には戻ることなく、また掃除の程度と頻度の伝熱に及ぼす影響は大きいので、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は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、配列数や流れ方向など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、実例をTable 8-4 に示す。

**Table 8-3 Scale Coefficient of Water and Various Fluids**

(a) Scale coefficient of water

Temperature of high temperature fluid (°C)	Up to 115		115~205	
Water temperature (°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 (1.5 grains/gal or more)	0.0006	0.0006	0.001	0.001
River water (average)	0.0006	0.0004	0.0008	0.0006

(b) Scale coefficient of various fluids

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

**Table 8-4 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 <sup>2</sup> ·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**	"	350~ 750
	Organic matter viscosity 0.5~1.0cP**	"	250~ 600
	Organic matter viscosity 1.0cP or below**	"	25~ 400*2
Heater	Gas	"	16~ 250*3
	Water	Brine	500~1,000
	Organic matter viscosity 0.5cP or below**	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
Heat exchanger	"	Water solution viscosity 2.0cP or above	500~2,500*1
	"	Organic matter viscosity 0.5cP or below	500~1,000
	"	Organic matter viscosity 0.5~1.0cP**	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
Note 1:	Organic matter viscosity 0.5cP or below**	Organic matter viscosity 0.5cP or below**	200~ 400
	Organic matter viscosity 0.5~1.0cP**	Organic matter viscosity 0.5~1.0cP**	100~ 300
	Organic matter viscosity 1.0cP or above**	Organic matter viscosity 1.0cP or above**	50~ 200
	Organic matter viscosity 1.0cP or above**	Organic matter viscosity 0.5cP or below**	150~ 300
	Organic matter viscosity 0.5cP or below**	Organic matter viscosity 1.0cP or above**	50~ 200
	Overall coefficient of heat transfer shown on the above table are, with the exception of *1, *2 and *3, based on when the scale coefficient and the allowable pressure loss on the controlling fluid side are assumed to be 0.006 m <sup>3</sup> ·hr·°C/kcal and 0.35 to 0.7 kg/cm <sup>2</sup> respectively.		
Note 2:	*1 to *6 on the above table are as follows:		
	*1. When scale coefficient is 0.0002 m <sup>3</sup> ·hr·°C/kcal.		
	*2. When pressure loss is 1.4 to 2.1 kg/cm <sup>2</sup> .		
	*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 absorber oil, a portion of crude oil, etc.		
*6. Organic matters such as chilled gas oil, fuel oil, crude oil, tar, asphalt, etc.			

B) 平均温度差

熱交換器における伝熱量 $Q$ は、

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

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

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 $\Delta t$ 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、 $\Delta t$ 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)式を等置すると、

$$\Delta t_m = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \dots\dots\dots(3)$$

となり、これを対数平均溫度という。実際に使用されている熱交換器では、流体の流路はFigure 8-3に示すように複雑なものが多く、(3)式により算出される溫度差値がそのまま使えず、補正が必要である。

補正係数を $F_r$ として平均溫度差 $\Delta t_m$ は、

$$\Delta t_m = F_r \cdot (\Delta t_1 - \Delta t_2) / \ln (\Delta t_1 / \Delta t_2) \dots\dots\dots(4)$$

によって計算する。

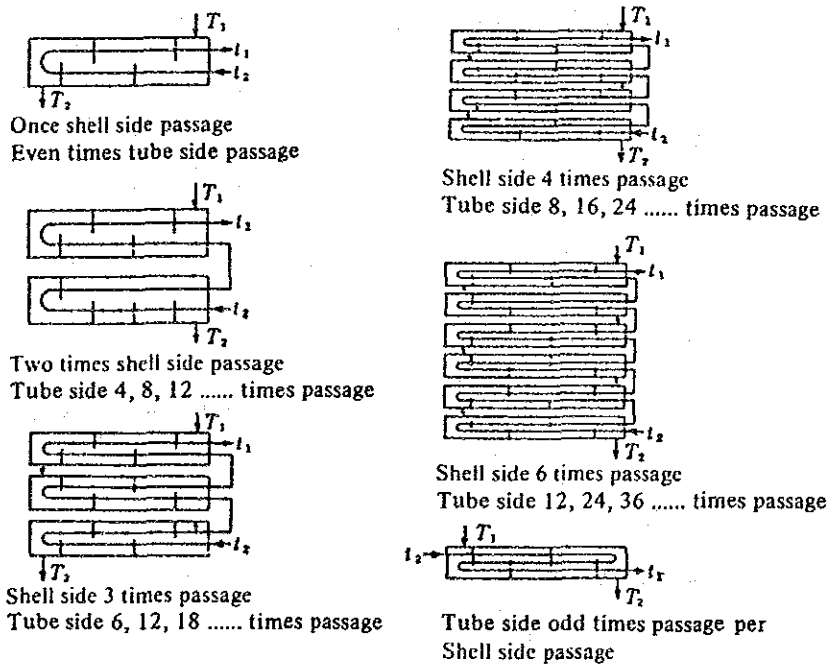


Figure 8-3 Shell/Tube Type Heat Exchanger

各流路の形態によるFr値を、Figure 8-4 (a)～(f)に示す。

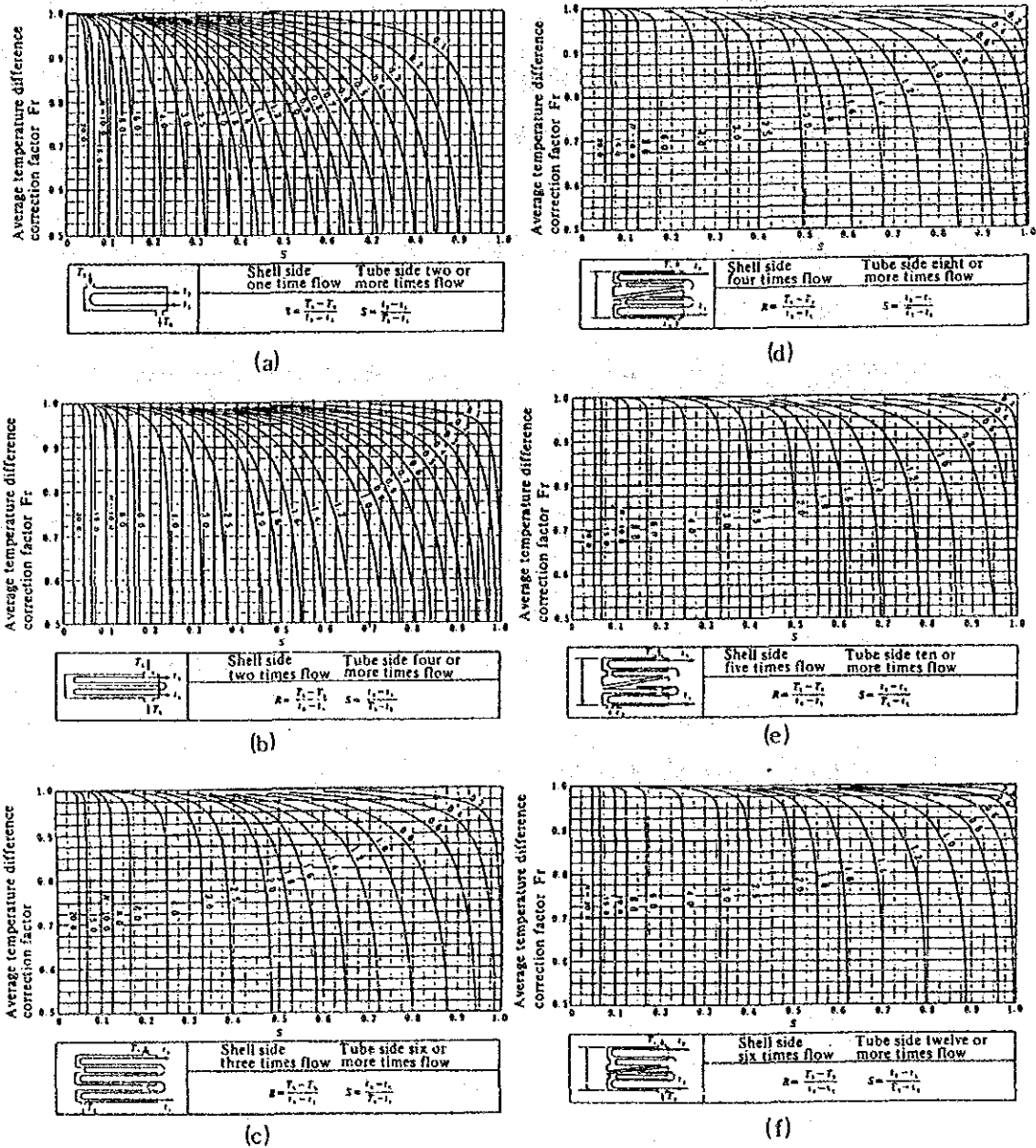


Figure 8-4 Correction Factor  $F_t$

(3) 換熱型熱交換器の種類

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 8-5～8-8)

- a. コイル式熱交換器
- b. トロンボーン式 (冷却器)
- c. 2重管式熱交換器

d. 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

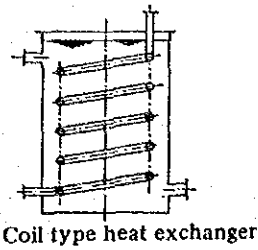


Figure 8-5 Coil Type Heat Exchanger

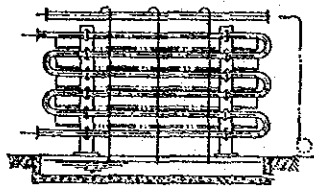


Figure 8-6 Trombone cooler

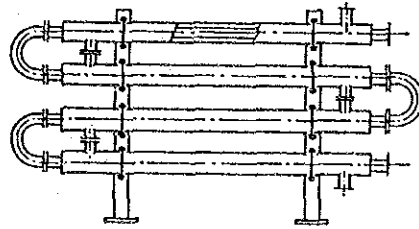
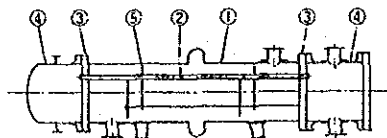
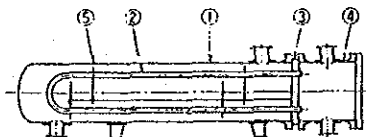


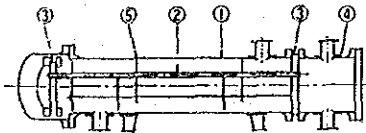
Figure 8-7 Double tube type heat exchanger



(a) Fixed tube sheet 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

Figure 8-8 Multi-Tube Type Heat Exchanger

B) 板型 Figure 8-9~8-10. 5.8.10 )

- a. ジャケット式熱交換器
- b. プレート式熱交換器
- c. スパイラル式熱交換器

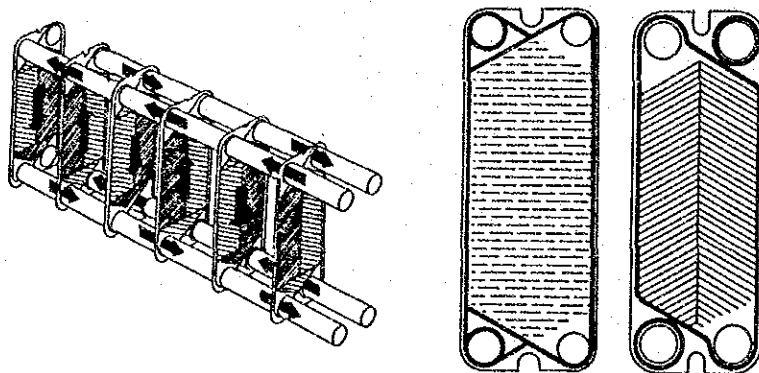


Figure 8-9 Plate Type Heat Exchanger

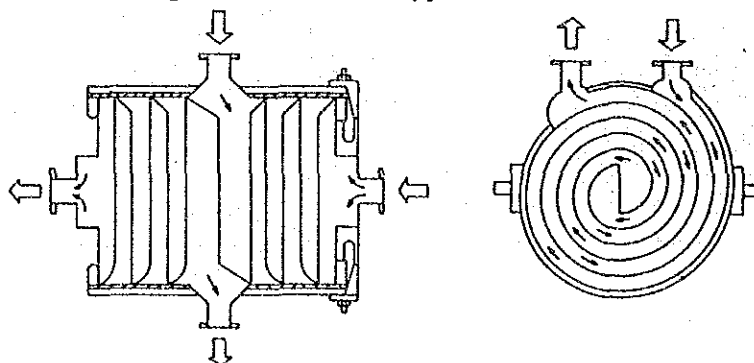


Figure 8-10 Spiral Type Heat Exchanger

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など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。設計上、管内流体に凝縮が起こる場合は、コンデンセートの排出に支障のないよう配慮が必要である。

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。水側伝熱面が空気に触れることが多いので好気性植物が繁殖したり、水分蒸発によってスケール付着が起こりやすいので掃除を怠らないこと。

2重管式熱交換器：伝熱面積15~20㎡程度までの小規模型に使用される。内管

外管間の環状部の掃除並びにグランド継手を使っているものの漏洩に注意が必要である。

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ぬなどの利点があるが、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。

多管式熱交換器は管の管板への取り付けが拡管加工で行われており、この部分のゆるみ発生や腐食によって流体の漏洩が始まるので、保守に当たって検査に留意すべき場所である。

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、構造上圧力 $10\text{kg}/\text{cm}^2$ 位まで、温度 $150^\circ\text{C}$ 位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始めている。

スパイラル熱交換器：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。フランジ構造のため分解が容易であるが、間隔が小さいのでプレート間の奥の部分の点検が難しい。

なお、熱交換器としては以上の換熱型の他に、蓄熱型のものもあるが省略する。

### 8.2.3 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。各種の化学工業に用いられている反応装置は多種多様で変化に富み、同一化学反応に対しても、いくつかの異なった反応装置が用いられているが、一般的な分類に従ってそれぞれの特徴を説明する。

#### (1) 構造形式上の分類

##### 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などが設けられている。この形式は広い温度、圧力にわたって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、単一管にもあるいは並列の多管型にも配置される。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。アンモニア合成、ナフタレンの酸化、炭化水素の分解などに使用されている。

#### 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。固形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、単なる空塔のものなどである。ホルマリン製造、石油留分の水素化脱硫などに使用されている。

### (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、反応による発生熱又は吸収熱がそのまま反応系のエンタルピーの増加又は減少となる。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（又はヒータかクーラを挿入するか、あるいは低温（又は高温）の反応流体を導入するなどによって、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ものがある。多段断熱操作と呼ばれ、硫酸製造プラントの  $\text{SO}_3$  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（又は加熱）すると同時に、自身は予熱（又は冷却）されて反応部に入る自己熱交換式と、他の熱媒体によって反応部が冷却又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、この場合について述べる。

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又は中間冷却など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、蒸気などによる加熱はできる限り少なくするべきである。

反応層の中間における温度調節のための冷却又は反応器出口の高温生成物の冷却においては、原料予熱以外に、

- a. ボイラー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。

などの方法によって、反応熱を有効に回収して系の内外で利用するのが望ましい。

〔実施例1〕 Figure 8-11に示す硫黄を原料とする硫酸プラントでは、硫黄のバーナの発生熱は蒸気の発生に、 $\text{SO}_2$ コンバータの反応熱は中間冷却では原料空気の予熱に、出口の冷却では給水予熱に利用している。この結果、100%硫酸1t当たり高圧蒸気1tを発生している（米国の例）。

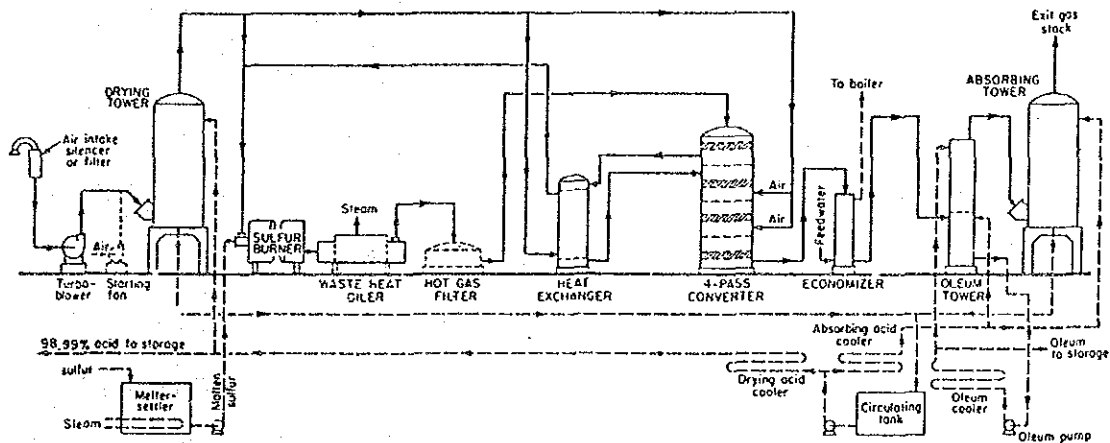


Figure 8-11 Typical Flowchart for a Sulfur-Burning Contact Sulfuric Acid Factory

〔実施例2〕 メタノールを空気酸化してホルマリンを製造する反応器では、反応後の600～630℃の温度のガスをボイラーで急冷することにより、反応熱を低圧スチームとして回収する。38%ホルマリン1t当たりの回収スチームの量は約400kgで、全量プラント内で消費され、系外から供給を受けるスチームは約100kgにすぎない（日本の例）。

## 8.2.4 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、発生蒸気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。この原理を応用して、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って、この目的に用いられる蒸留装置は、化学プラントにおいて広く採用されている。

なお一度発生した蒸気を凝縮し、再度これを蒸発させると、同様の原理で発生蒸気中の低沸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。

この操作を繰り返せば逐次低沸点濃度の高い留分を得ることが出来るが、留分の量は極めて微量になり実用的でないので、留分の一部を塔頂に戻す、いわゆる還流を行う。

蒸留を考えるためにはFigure 8-12 に示す平衡の概念が必要である。

今I点の組成の液は92℃の温度で沸騰し、Jの組成の蒸気を発生する。ここでIとJは平衡の関係にある。Jの蒸気を冷却すると、組成は変化せず温度のみ下がり86℃で液体となる。Kの組成の液は86℃で沸騰し、Lの組成の蒸気を発生する。ここでB点は低沸点成分が0%の点で、高沸点成分の沸点が112℃であり、Aは低沸点成分100%の点で、80℃はその沸点である。ここでFigure 8-13のような装置を考える。塔の最下部Iを加熱するとJの組成の蒸気を発生しこれはKと同じ組成であるから、Kに蒸発潜熱を与えて凝縮するとLの組成の蒸気が発生する。モル蒸発潜熱が塔内の全組成域で一定であると仮定すればLとJは等しいモル数である。このようなことを続けて行くと最下段の液中の低沸点成分は段々と減少するので発生蒸気中の濃度も減少してくる。ここでFigure 8-14のように装置に改良を加える。上段の液が溢流して下段に流れるような下降管を設ける。そして凝縮液は最上段に戻してやる。これを還流と云い全部還流する場合は全還流と云う。このような全還流を行えば塔内の液組成は変化しない。何故ならば上部の段から溢流してくる液は蒸発した蒸気と組成、量とも等しいからである。これでは単に蒸発凝縮を繰り返すだけであるから凝縮液Mから一部Dを、塔底のEから一部Wを抜き出し、Iの段と同様の組成の液Fを補給する。このような塔をFの組成を供給してDとWに分別する蒸留塔といい、この場合の凝縮液の還流量RとDとの比 $R/D$ を還流比と云う。この還流という考え方が蒸留という分別操作を連続的に行うためのユニークな発想であるが、通常 $R/D = r$ は3～の値

であり1量の留出物Dを得るために4以上の蒸発を行わせる必要がある点は極めてエネルギー多消費型の操作であると云える。この $r$ を小さくすればエネルギー消費は減るが、段数が増加することになり建設費が高くなる。

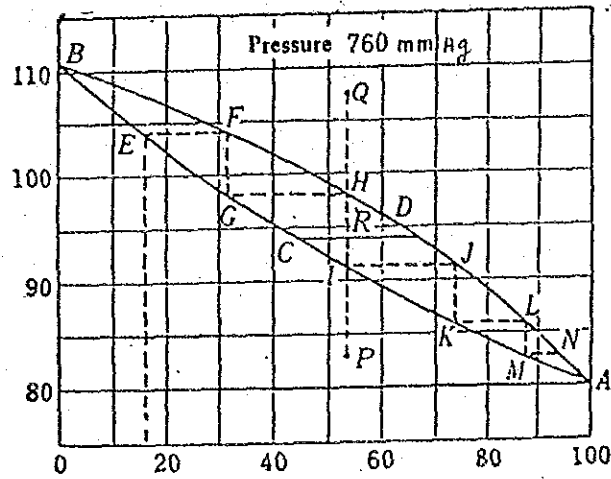


Figure 8-12

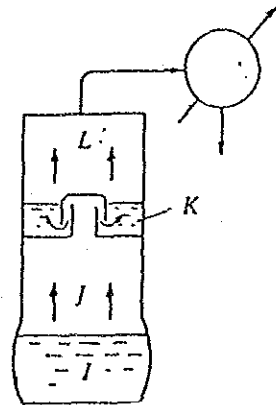


Figure 8-13

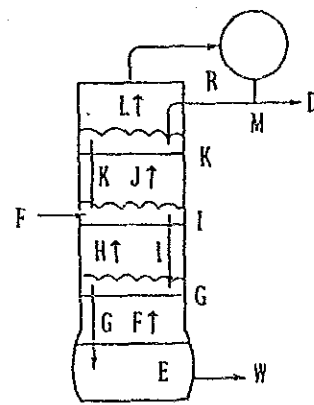


Figure 8-14

これらの関係を整理・要約して次に示す。

〈還流〉 塔頂製品の組成を一定（連続操作の場合）に保つため、又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一つである。

〈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（理論段数という） $N$ と還流比 $R$ の間にはFigure 8-15の関係がある。

$R$ は $R_m$ よりも小さくすることはできず、 $R_0$ 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<sub>m</sub>を最小還流比、N<sub>m</sub>を最合理論段数といい、蒸留装置の設計と操作に関する重要な指標の一つである。

〈還流比と熱エネルギーの関係〉 塔内を上昇する蒸気を持つ熱量は、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、 $(1+R) \times (\text{塔頂製品流量}) \times (\text{蒸発潜熱})$ であって、塔底加熱器によって与えられる。注) 従って、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。

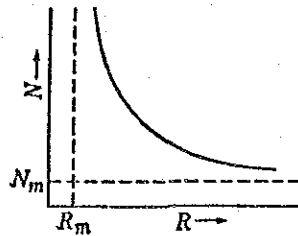


Figure 8-15 Relation between the Reflux Ratio and the Number of Steps of Tower

## (2) 蒸留塔の分類

### A) 層段塔

塔内に液をためるための棚を多段に設けてあって、下段から上昇する蒸気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。また棚上に一定量の液をため、下段への液の流下を円滑に行わせるために、種々の工夫がなされている。

### 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層段塔の性能を上回る充填物が市販されている。

## (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などによる悪影響を配慮して、必要よりも大きい値のRで操作していること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なるよう努力した後、徐々にRを減らして製品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一つの方法である。

#### B) 棚段又は充填物の掃除

実際に各段から発生する蒸気は液と平衡組成ではない。

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。棚段又は充填物が、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) 偏流の防止

蒸留塔の効果は塔中で如何に蒸気と液が有効に接触しているかにより決ってくる。塔中の一部分のみを液あるいは蒸気が流れていると接触の効率は著しく低下する。この現象を偏流と云い、塔の垂直度、棚段の水平度、充填物の充填状況と汚染などにより起るので、これらを点検して正常に機能する状態に保たなければならない。

#### D) 熱交換器による排熱の回収

塔頂蒸気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 8-16 参照)。

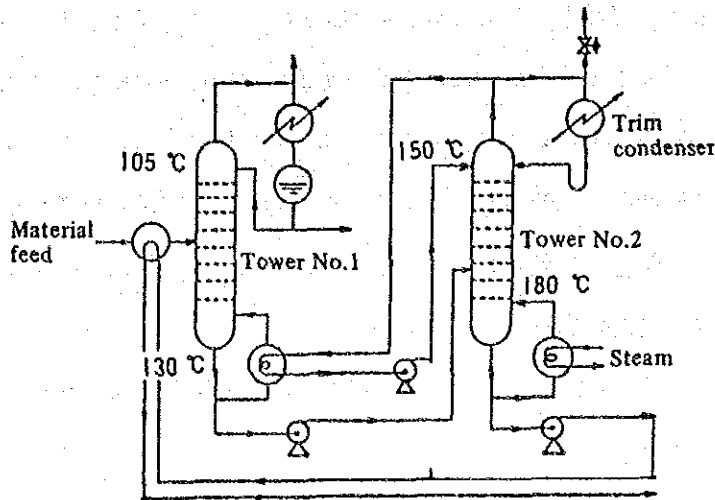


Figure 8-16 Use of Waste Heat for Distilling Equipment

また塔頂コンデンサの熱は、蒸気の温度が高い場合には低圧スチームの発生に利用できる (Figure 8-17)。

多少高価な装置とはなるが、塔頂製品の蒸気を圧縮式または吸収式ヒートポンプにより温度を上げて塔底加熱器に利用する方法もある (Figure 8-18 参照)。

E) 保温に関する注意

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、塔壁からの放熱のために塔内上昇蒸気の一部が凝縮する (分縮という)。分縮が起これるとその場所よりも上部では還流比  $R$  が減少することになって、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  $R$  を維持しようとする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。

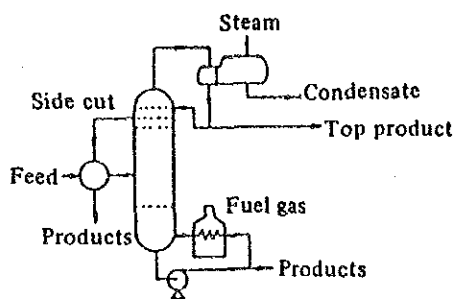


Figure 8-17 Steam Generated by Tower Top Vapor

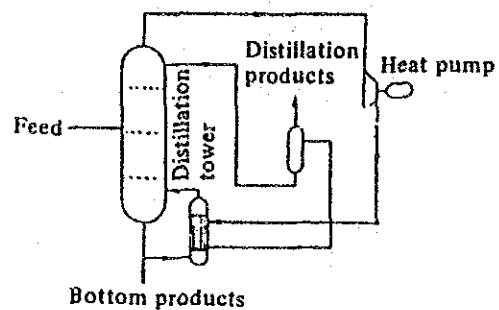


Figure 8-18 Use of Heat Pump

### 8.2.5 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他に燃焼ガス、直火、電熱、熱媒などが用いられる。

蒸発缶の種類、エネルギー使用の合理化については 5.4食品工業参照

### 8.2.6 乾燥装置

乾燥装置には赤外線や高周波を利用するものもあるが、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。従って、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。

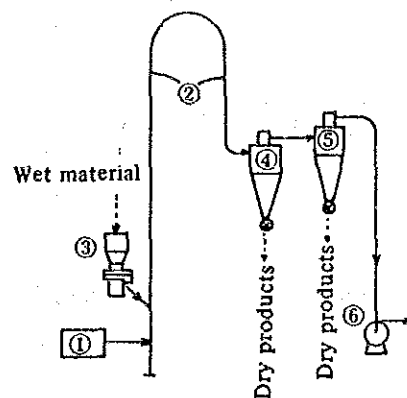
#### (1) 乾燥装置の種類

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) 熱風乾燥装置

##### a. 熱風搬送型

##### ① 気流乾燥装置 (Figure 8-19 参照)

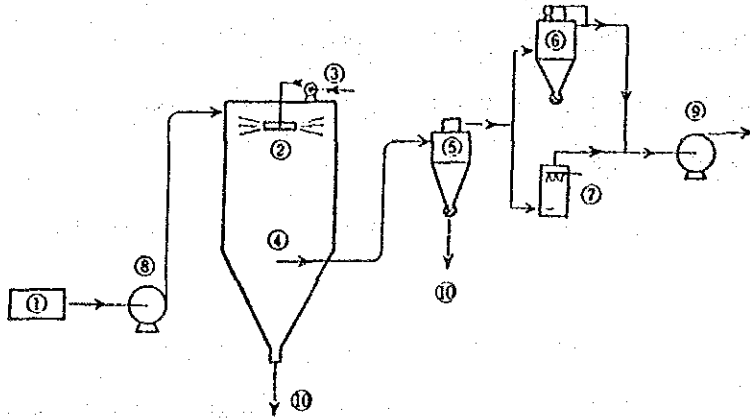


- (1) Hot air producer (2) Drying tube (3) Material feeding device  
(4) Primary cyclone collector (5) Secondary cyclone collector  
(6) Exhauster

Figure 8-19 Distribution Diagram of Flash Dryer  
(Direct Feed System)



② 噴霧乾燥裝置 (Figure 8-20 參照)



- ① Hot air producer    ② Sprayer    ③ Feed liquid pump    ④ Drying tower proper  
 ⑤ Cyclone collector    ⑥ Bag filter    ⑦ Scrubber    ⑧ Blower    ⑨ Exhauster  
 ⑩ Dried products

Figure 8-20 Distribution Diagram of Spray Drying

b. 材料攪拌型

- ① 回轉乾燥器 { 單一円筒直接加熱式  
                   二重円筒  
                   外熱式 (Figure 8-21 參照)

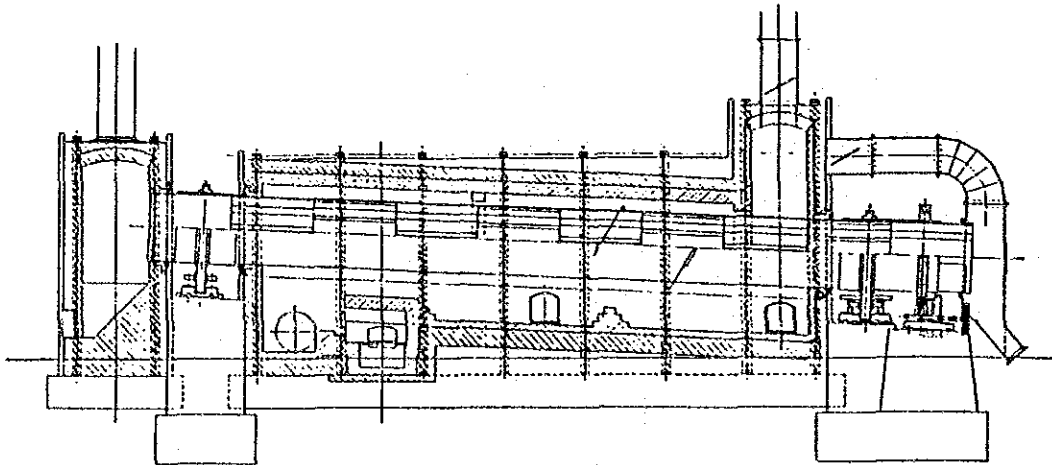


Figure 8-21 External Fire Type Rotary Dryer

② 多重円板乾燥器 (Figure 8-22 參照)

③ 溝型攪拌乾燥器 (Figure 8-23 參照)

- ④ 流動層乾燥裝置
- 多段連續式
  - 橫型多室連續式
  - 1段連續式 (Figure 8-24 參照)
  - 回分式

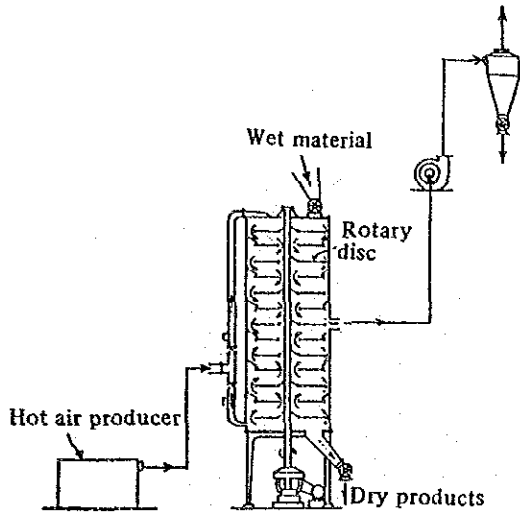
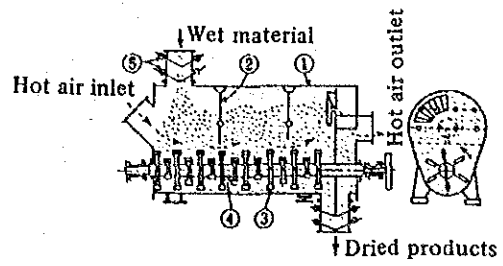
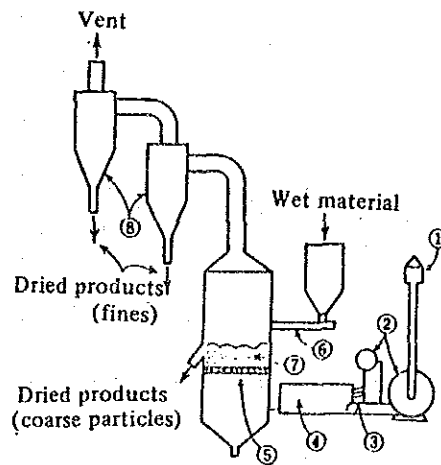


Figure 8-22  
Multiple-Stage Disc Hot Air Dryer



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

Figure 8-23  
Hot Air Groove Type Agitation Dryer



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

Figure 8-24    One Stage Continuous Flow Dryer

c. 材料搬送型及び静置型

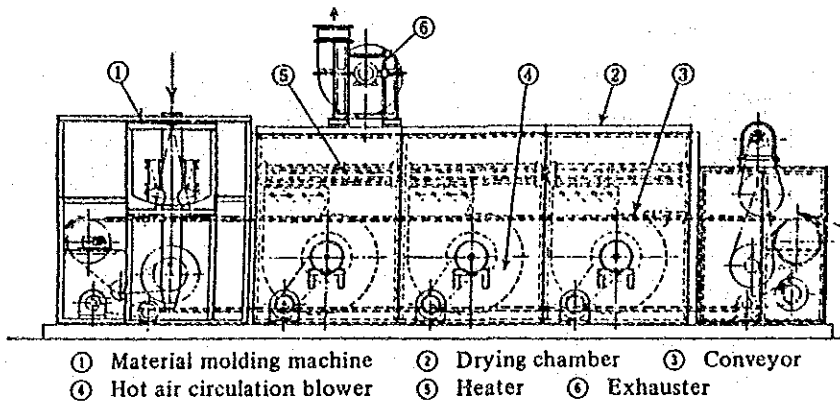
バンド式 (Figure 8-25 参照)

① 通気乾燥器 回転式 (Figure 8-26 参照)

堅型移動層式 (Figure 8-27 参照)

箱型回分式 (Figure 8-28 参照)

② トンネル乾燥器 (Figure 8-29 参照)



① Material molding machine    ② Drying chamber    ③ Conveyor  
④ Hot air circulation blower    ⑤ Heater    ⑥ Exhauster

Figure 8-25 Band Type Continuous Through-Circulation Dryer

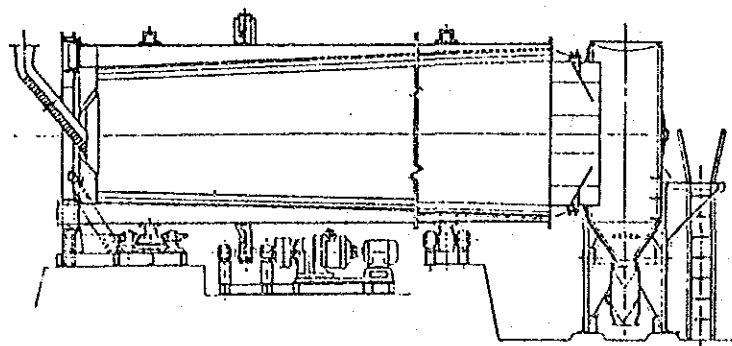


Figure 8-26 Rotary Type Continuous Through-Circulation Dryer

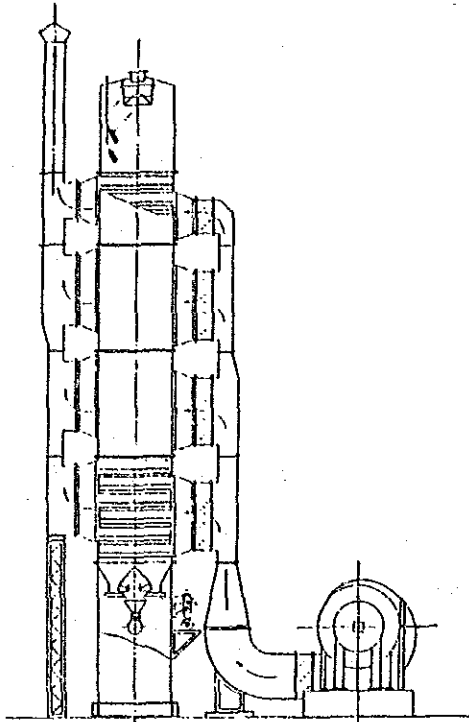


Figure 8-27  
Vertical Type Continuous Moving Bed  
Through-Circulation Drying System

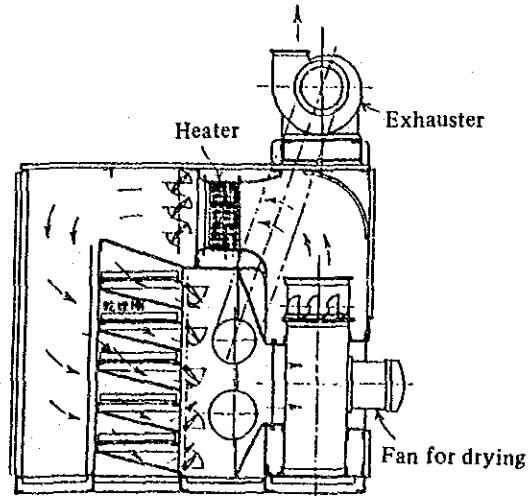


Figure 8-28  
Box Batch Type Through-Circulation Dryer

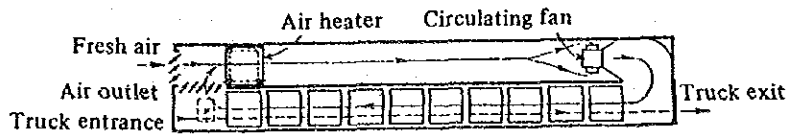


Figure 8-29 Distribution Diagram of Counter-Current Tunnel Dryer

B) 伝導乾燥装置

a. 材料攪拌型

① 溝型攪拌乾燥器

常圧式

② 円筒攪拌乾燥器

真空式

③ 平板攪拌乾燥器

④ スチーム加熱管付回転乾燥器

⑤ 多段攪拌乾燥器

⑥ 真空回転乾燥器

b. 材料静置型

- ① 真空乾燥装置
- ② 凍結乾燥装置

c. ドラム乾燥器

- ① 常圧式
- ② 真空式

(2) 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。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、保温を十分にすることがある。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、製品出口など内圧に応じたシールが必要である。

C) 排気の循環

熱風乾燥機においては排気の持ち去る顕熱量が非常に大きい。これを下げるためには、温度を下げることは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。バンド通気乾燥機などのように、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、乾燥用空気の前熱に利用する。この場合、熱交換器としてはプレート式熱交換器、ヒートパイプなどが適しているが、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、噴霧乾燥機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飽和近くまで利用できることになる。

#### 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したり、あるいはヒートポンプによる回収などがあり、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予熱に利用する。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兼空気予熱を行うと効率が良いことがある。

#### G) 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、そのまま乾燥機へ送入できる場合もあり、省エネルギー効果は大きい。

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察された。これは乾燥器で被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後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。

### 8.2.7 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

エネルギーを汲み上げ利用可能な場所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。

ヒートポンプを構成するには、蒸気圧縮式・蒸気噴霧式・吸収式・ケミカル式など多くの方式があるが、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。この二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 8-30 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。

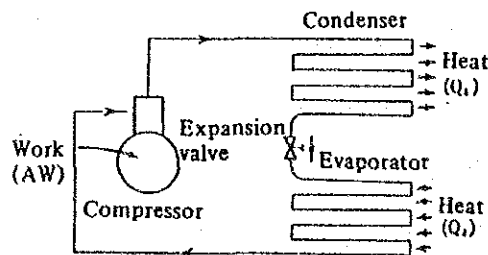


Figure 8-30 Refrigeration Cycle

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、

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

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-エントロピー線図又は Mollier 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-エントロピー線図 (T-s 線図) : 縦軸に絶対温度 T, 横軸にエントロピー 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 8-31 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、断熱圧縮で等エントロピー線上にあり、圧縮仕事  $W$  (kgf · 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)

$$A : 1/427 \quad (\text{kcal/kg} \cdot \text{m})$$

蒸発器での冷凍効果（冷媒 1 kg 当たりの冷凍能力） $q_c$  は、

$$q_c = i_a - i_b \quad (\text{kcal/kg})$$

ただし、 $i_b$  : 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、

$$E = (i_a - i_b) / (i_b - i_a)$$

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。

$$E_h = (i_b - i_c) / (i_b - i_a) = 1 + E$$

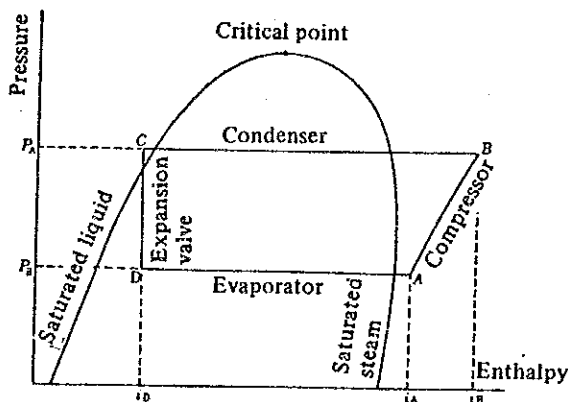


Figure 8-31 P-i Diagram

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外に、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設備価格の面で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 ( $40\text{m}^3/\text{min}$ 以下で)。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、最近広く使用されるようになった。

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、炭化及び吐出弁の破損など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段又は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

- a. 臨界温度が常温より高く、凝固点が低い。
- b. 蒸発熱が大きい(冷媒循環量が少なく済む)。
- c. ガスの比熱比、すなわち(定圧比熱) / (定容比熱) が小さい。
- d. 成績係数が大きい。
- e. ガスの比体積が小さい(圧縮機の容積が小さくて済む)。
- f. 凝縮圧力及び蒸発圧力が適当である。

#### B) 化学的性質

- a. 使用条件下で化学的に安定である。
- b. 不活性で腐食性がない。
- c. 潤滑油への溶解度が小さい。
- d. ガス及び液とも粘度が小さい。
- e. 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、使用が規制される方向にある。

規制対象外の冷媒についての特性値を、Table 8-4 及び Figure Table 8-5 に示す。

また冷媒のP-i線図をFigure 8-32 , Figure 8-33 に示す。

蒸発温度が $-80^{\circ}\text{C}$ 以下になるとR-22, アンモニアなどの高温用冷媒では, 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。従って, この温度範囲では飽和圧力が比較的高い冷媒 (Ethane, Ethylene) を低温側冷媒として使用する二元冷凍サイクルを組むことが多い。

Table 8-4 Refrigerant properties (for High temperature)

Classification of refrigerants		Ammonia	Freon R-22	Propane	Propylene	n-butane	i-butane
Chemical formula		NH <sub>3</sub>	CHClF <sub>2</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Molecular weight		17.03	86.48	44.06	42.08	58.12	58.12
Boiling point (at atmospheric pressure)	°C	-33.3	-40.8	-42.3	-41.0	-0.5	-11.7
Freezing point (at atmospheric pressure)	°C	-77.7	-160	-189.9	-185.2	-135.	-145
Critical temperature	°C	133	96	94.4	91.8	152.2	134.9
Critical pressure	kg/cm <sup>2</sup> (abs)	116.50	50.34	46.51	47.0	38.7	37.2
Evaporation pressure at -15°C	"	2.410	3.025	2.946	3.70	0.576	0.921
Condensation pressure at 30°C	"	11.895	12.269	10.918	13.10	2.92	4.18
Compression ratio at Te=-15°C and To=30°C		4.94	4.056	3.706	3.54	5.07	4.54
Heat of evaporation at -15°C	kcal/kg	313.53	51.998	94.56	96.10	95.00	88.6
Refrigerating capacity at standard refrigerating cycle	kcal/kg	269.03	40.16	70.68	72.8	74.2	65.3
Refrigerant circulation amount per ton of Japan refrigerating capacity	kg/hr	12.34	82.67	46.97	45.6	44.7	50.8
Specific volume of saturated steam at -15°C	m <sup>3</sup> /kg	0.5087	0.0778	0.1548	0.142	0.623	0.400
Specific volume of saturated liquid at 25°C	g/kg	1.6588	0.8384	2.0253	0.647	1.740	1.81
Compressor discharge temperature	°C	98	55.00	36.11	42.0	32.0	27.0
Theoretical piston displacement per ton of Japan refrigerating capacity	m <sup>3</sup> /hr	6.278	6.420	7.272	6.48	27.8	20.3
Theoretical indicated horsepower per ton of Japan refrigerating capacity		1.08	1.064	1.079	1.09	1.02	1.14
Coefficient of performance		4.87	4.87	4.80	4.78	5.10	4.53

Table 5-8-5 Refrigerant properties (for Low temperature)

Classification of refrigerants		Ethane	Ethylene	Methane
Chemical formula		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	CH <sub>4</sub>
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 <sup>2</sup> (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 Te=-100°C and To=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 Te=-100°C and To=-30°C	"	77.0	69.3	-
Refrigerant circulation amount per ton of Japan refrigerating capacity	kg/hr	43.1	47.9	-
Specific volume of saturated steam at -100°C	m <sup>3</sup> /kg	0.880	0.378	0.022
Specific volume of saturated liquid at -30°C	g/kg	2.17	2.27	-
Compressor discharge temperature	°C	36	49	-
Theoretical piston displacement per ton of Japan refrigerating capacity	m <sup>3</sup> /hr	37.9	18.1	-
Theoretical indicated horsepower per ton of Japan refrigerating capacity		4.1	3.3	-
Coefficient of performance		1.7	1.6	-

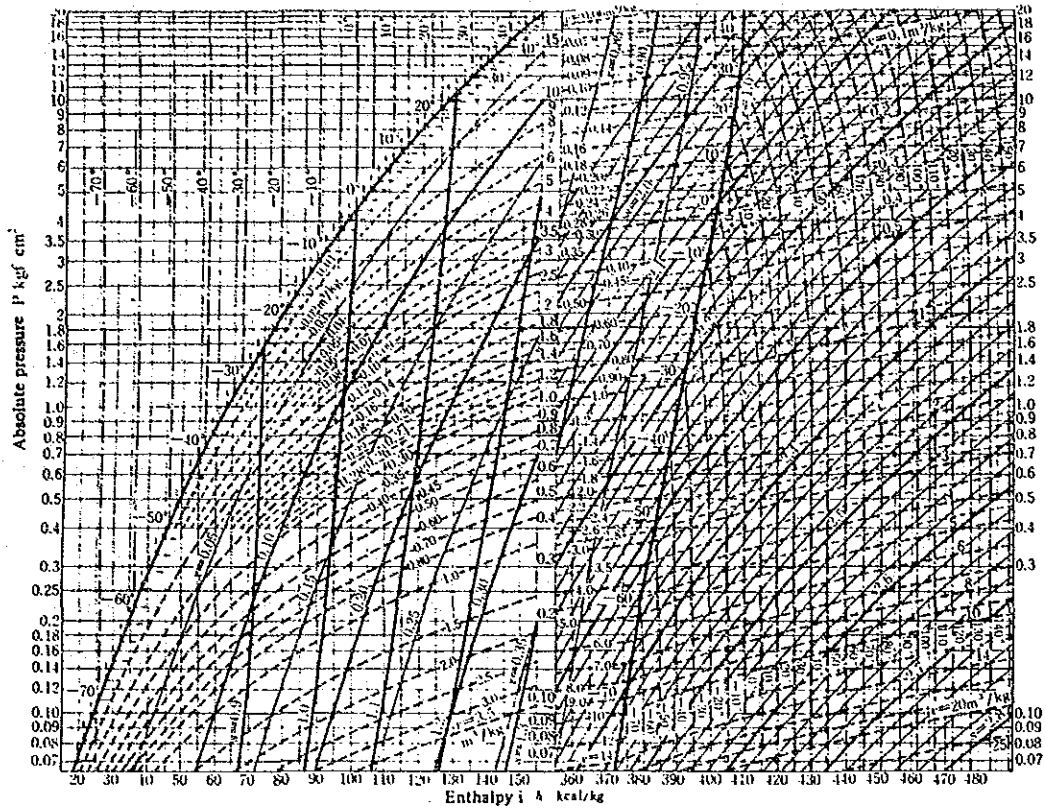


Figure 8-32 P-i Diagram of Ammonia

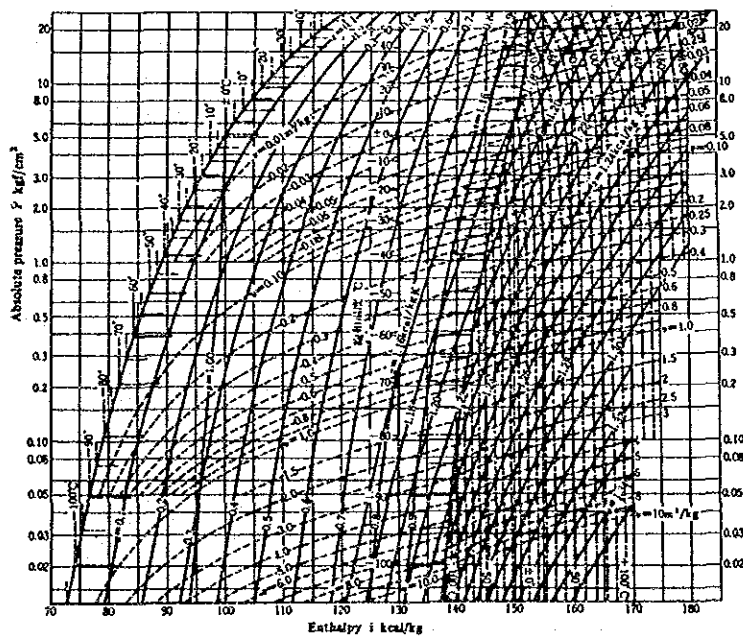


Figure 8-33 P-i Diagram of R-22

(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時、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、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、燃焼排ガスなどが必要である。

吸収式ヒートポンプの構成を Figure 8-34 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。

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が必要とする第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 8-35 と Figure 8-36 に Dühring線図で示す。

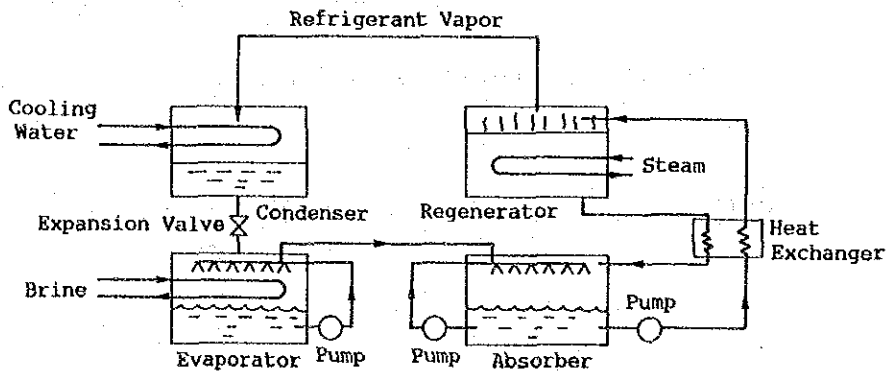


Figure 8-34

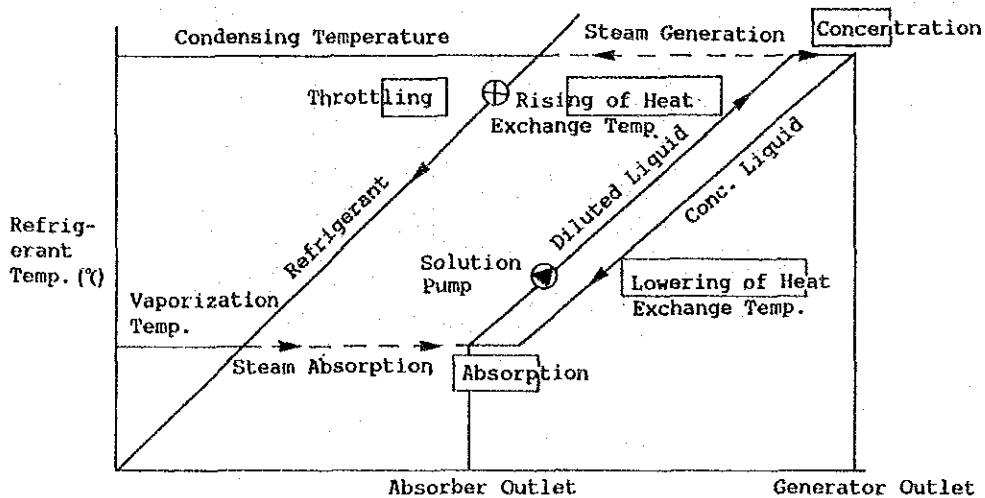


Figure 14-35

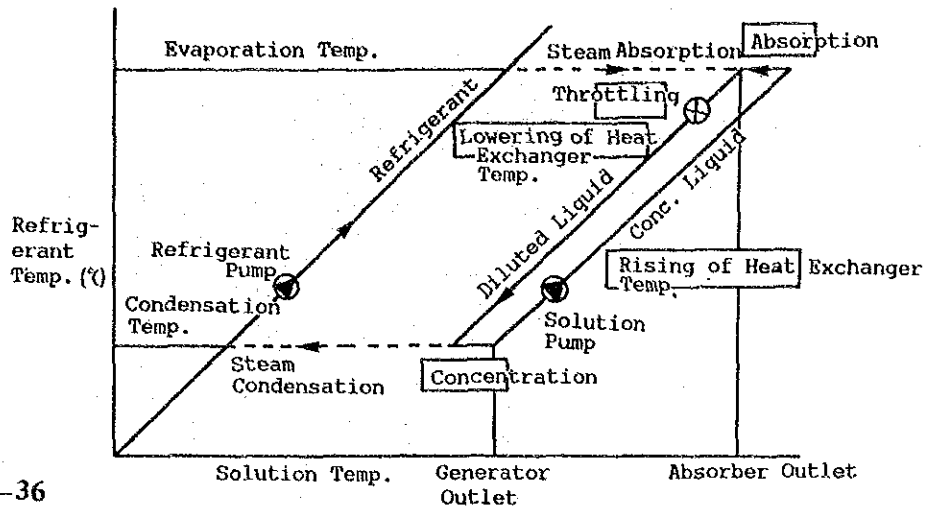


Figure 8-36

第2種吸収式ヒートポンプでは排温水など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時の吸収熱を利用する。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、吸収液と作動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 R22, LiBrとメタノールなどが用いられる。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。

(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、その他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, グリセリンなどがある。Fig. 5.8.37 にブラインの比熱を, Fig. 5.8.38に比重と凍結温度を示す。

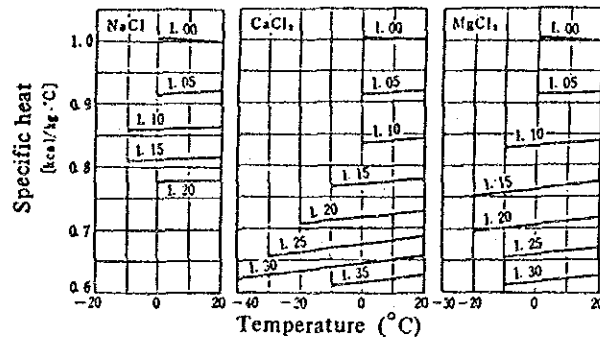


Figure 8-37 Specific Heat of Brine

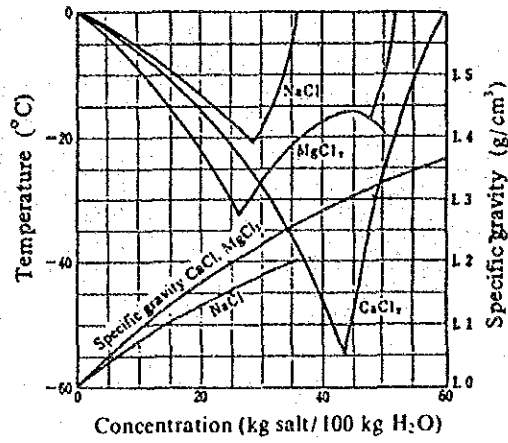


Figure 8-38 Freezing Temperature and Specific Gravity of Brine

(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、各国毎に数値が違うので、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) 1 t の 0℃ の水を 24 時間で 0℃ の氷にする冷却能力を 1 冷凍 t といい、3,320 kcal/h に相当する。

(米国) 200 BTU/min を 1 冷凍 t 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 (200 BTU/min = 3,023 kcal/h)。

(8) 冷凍エネルギー使用の合理化

Table 8-6 に冷凍・ヒートポンプ設備の省エネルギー手法を示す。

Table 8-6 Energy Saving Method of Freezer and Heat Pump Equipment

Method of Energy Saving		Freezer		Heat Pump	Remarks		
		Steam Comp.	Absorp.				
Decrease in Load Conv. Dr.	Decrease in Freezing (Heating) Load	○	○	○	Refer to Table 8.20		
	Decrease in Conveying System Drive	○	○	○	Refer to Table 8.20		
Improvement of Efficiency	Cycle Improvement	Adoption of Supercooling · Economizer	○	—	○	High Heat Transfer Pipe	
		Steam Temperature Rise	○	○	○		High Heat Transfer Pipe
		Condensation Temp. Drop	○	○	○		
		Selection of Optimum Refrigerant	○	△	○	Mixed Refrigerant, etc.	
		Heat Transfer Promotion in Solution Heat Exchanger	—	○	—	High Heat Transfer Pipe	
		Decrease in Solution Circulation	—	○	—		
	Others	Decrease in Auxiliary Equipment Power	○	○	○	Direct Firing	
Waste Gas Heat Recovery	—	○	—				
Partial Load Efficiency Increase	Division into Number of Units complying with Annual Load Conditions	○	○	○	Direct Firing		
	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	—	○	—			
Load Change Response Improv	Optimum Operation by Microcomputer	○	○	○	For miniatures		
	Electronically Controlled Expansion Valve	○	—	—			
	Microcomputer Control of Solution Circulation Amount	—	○	—			
	Cascade Control by Cycle Temperature	—	○	—			
	Decrease in Solution Retention	—	○	*1)			
Control	Soiling Countermeasure	○	○	○	Automatic Tube Cleaning Direct Firing		
	Accurate Hot—Cold Switchover	—	○	○			
	Maintenance of Air-Tightness	○	○	○			

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

凝縮器の後に過冷却器を設け、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、中間段をエコマイザと結ぶ。凝縮器出口の液をエコ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、負荷の少ない時は出口冷水温度、従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、

- a. 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」

- b. シリンダ毎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」
- c. 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」
- d. シリンダにクリアランスポケットを設けて、見掛け上の容積効率を下げる「クリアランス増加方式」
- e. 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。a, b, eの方式は消費動力の低減につながる。c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 $N_2$ ,  $O_2$ ,  $H_2$ ,  $Cl_2$ 及び炭化水素などである。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などである。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かめるには、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など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

8-39 参照)。このため圧縮機の消費動力が増大する (Figure 8-40 参照)。

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 8-41 参照) 消費動力増加につながるなので、運転中は留意する必要がある。

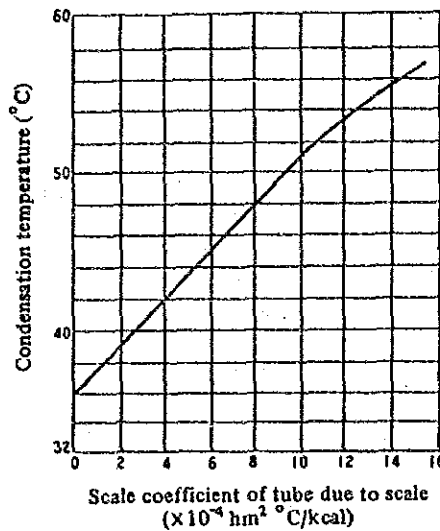


Figure 8-39 Heat Transfer Surface Staining and Condensation Temperature

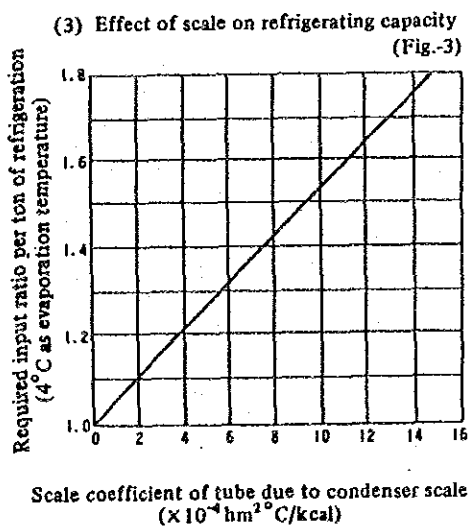


Figure 8-40 Effect of Scale on Refrigerating Capacity

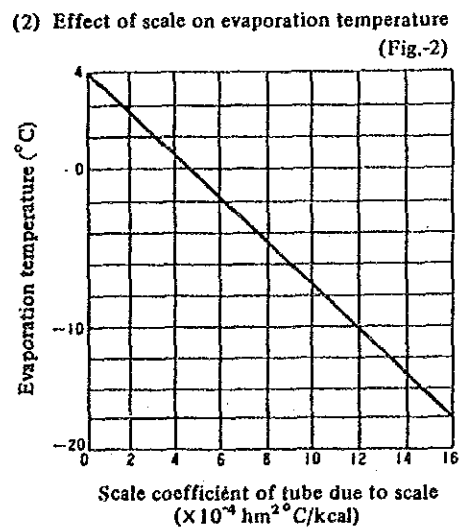


Figure 8-41 Effect of Scale on Evaporation Temperature

## E) 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。保冷材は接着剤など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。

### 8.2.8 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 1000℃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、形状別など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・反応などの用途と、直接若しくは間接の加熱方法および堅型・横型・槽窯などの炉形状に着目して分類を行う。

#### a) 流体加熱型炉

ボイラー、パイプスチルなど

#### b) 固体熔融型炉

平炉、反射炉、坩堝炉、転炉など

#### c) 固体加熱型炉

トンネル炉、輪窯、断続型加熱炉などの直接加熱型と、レトルト型炉、マツフル炉などの間接加熱型がある。

#### d) 回転炉

内熱式のセメントキルン、外熱式の焼成炉、回転型熔融炉など

#### e) 堅型炉

発生炉、熔鉱炉、乾溜炉など

#### f) 流動層型炉

## 流動層型ガス発生炉

### g) 気流反応型炉

ガス化炉

### h) 多段床若しくは回転炉床炉

ヘレショフ炉

### i) 焼結炉

### j) 反応炉

アンモニア合成反応炉，塩化水素反応炉など

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。Fig. 5.8.42 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。

##### 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。他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) の円筒形及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。

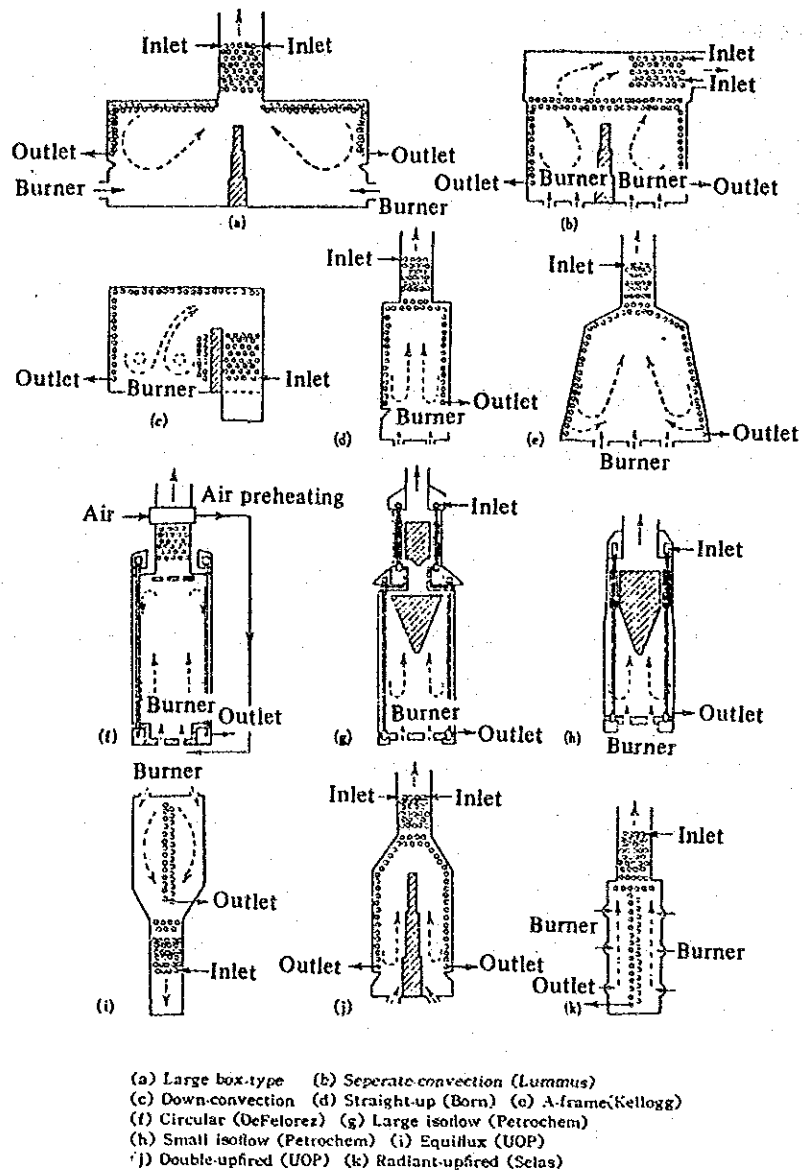


Figure 8-42 Various Furnace Types of Pipe-Still

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ため煙突は不要。

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ため、対流部の伝熱量が輻射部より多くなる可能性がある。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、変色、分解などが起こらず利点が多い。一般に輻射伝熱量は $16,000\sim 54,000\text{kcal/m}^2\text{h}$ 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、パイプステルの熱効率 $は80\sim 90\%$ に達することができる。

パイプステ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予熱(約 $290^\circ\text{C}$ 。Fig.5.8.43)
- ・低過剰空気バーナの採用による低空気比(1.2以下)での安定燃焼。

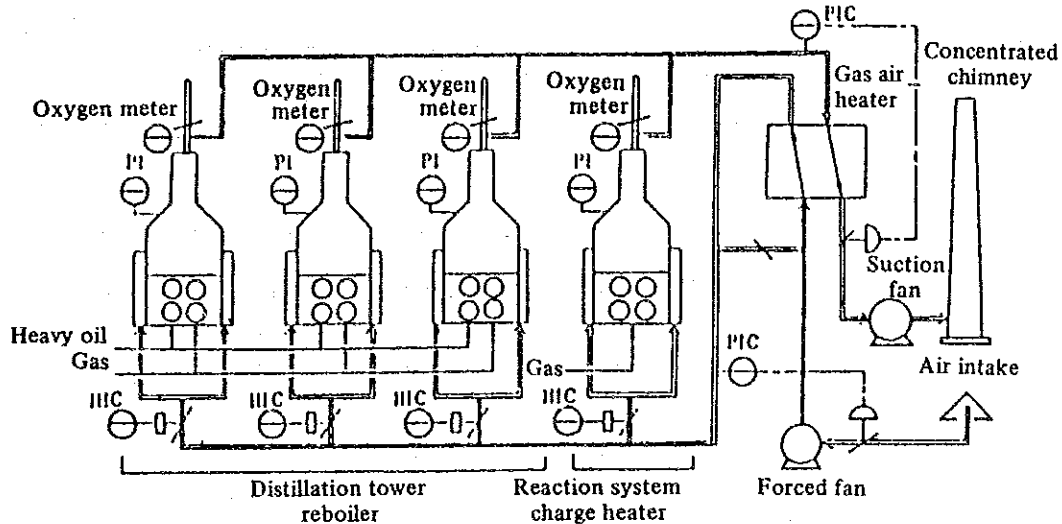


Figure 8-43 Energy Conservation Measures for Pipe Steel

## (2) 熱媒加熱装置

可塑剤、脂肪酸、高級アルコール、有機薬品などの真空蒸留、植物油、硬化油の真空脱臭、エステル化反応、縮合反応、水添、脱水素反応などの反応装置では、 $250\sim 350^\circ\text{C}$ における操作の要求されることが多い。熱媒の使用によって、例えば $300^\circ\text{C}$ の加熱源が1気圧の圧力下で得られるので電熱法、直火法、熱水加熱法など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、急速加熱及び冷却など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 8-7 に示す。 $250\sim 350^\circ\text{C}$ では有機系の熱媒油

が、350 ~ 500℃ではKNO<sub>3</sub>、NaNO<sub>3</sub>などの熔融塩が、450 ~ 700℃ではNa、K、Hgなどの熔融金属が使用される。

熱媒の加熱には、小型ボイラに類似の缶型又は水管型が使用される (Table 8-8 参照)。

Table 8-7 Physical properties of thermal fluids

Property	Dowtherm A*	Dowtherm E*	Fused salt H/T†	OG Molyltherm 600 ‡	OG Molyltherm light ‡	Hydrotherm 750-200 §	Hydrotherm 700-160 §	Thermal FR-2 ¶	Mercury	NaK
Chemical formula	(C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> O (C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> Cl <sub>2</sub>	NaNO <sub>3</sub> KNO <sub>3</sub> KNO <sub>2</sub>						Hg	44 wt. NaK
Molecular weight	166	147	92						200	
Specific gravity at 212°F	0.997	1.181	1.94(300°F)	0.90	0.930	1.11	1.08	1.38	13.35	0.84(600°F)
Melting point, °F	53.8	-6.1	288	20 (pour point)	-20 (pour point)	5 (pour point)	-40 (pour point)	20 (pour point)	-18.2	65
Boiling point, °F. (atm. pressure)	455.8	352		>400	>400			644	676.4	1,518
Flash point, COC, °F	255	155		360	250	475		379		
Specific heat of liquid, B.t.u./lb.°F.	0.326(496°F)	0.412(332°F)	0.373(300°F)	0.580(500°F)	0.51(300°F)	0.56(600°F)	0.64(500°F)	0.33(300°F)	0.033(212°F)	0.25(600°F)
Heat of vaporization, B.t.u./lb.	123.0	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	0.00035			0.00039	0.000101	
Absolute viscosity of liquid, centipoise	0.36(600°F)	0.30(400°F)	1.7(800°F)	0.55(500°F)	0.87(300°F)	0.57(600°F)	0.69(500°F)	0.63(500°F)	1.24(200°F)	0.24(600°F)
Surface tension (contact with air), dynes/cm	43	37				37			487	105
Thermal conductivity liquid, B.t.u./hr. sq. ft. °F./ft.	0.078	0.064	0.75	0.647	0.6652	0.6590	0.672	0.657	4.85	15.6

\* The Dow Chemical Company.  
 † E. I. du Pont de Nemours & Co., Explosives Department, Wilmington, Del.  
 ‡ Mobil Oil Corp.  
 § American Hydrotherm Corp.  
 ¶ Monsanto Co.

Table 8-8 Thermal fluids heaters

Type	Vertical type	Horizontal multi-tube type	Marino type	Water tube type
Heat capacity (kcal/hr)	50,000~200,000	50,000~15,000	100,000~600,000	600,000 or more
Thermal efficiency (%)	50~55	50~55	about 70	70~75
Radiant section thermal load (kcal/m <sup>2</sup> ·hr)	15,000	-	15,000	-
Convection section thermal load (kcal/m <sup>2</sup> ·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 <sup>3</sup> /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

ジャケットや加熱管及びユーザのコイルなどに、空気が残存していると伝熱係数が著しく低下すると共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。ユーザがコイルの場合は、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。