

矢木 栄 編
化学工学講義シリーズ

熱的単位操作下

国井大藏 著



81.171
342
:2

矢木 栄 編
化学工学講義シリーズ

熱的單位操作下

国井 大藏 著

丸善株式会社



目 次

6 蒸 発 操 作

6・1 蒸発缶における流動・伝熱および蒸発	248
6・2 蒸発缶の諸型式	254
6・3 付 属 装 置	260
6・4 水 蒸 気 の 性 質	261
6・5 沸 点 上 昇	264
6・6 蒸発缶における伝熱係数	267
6・7 スケールの生成	270
6・8 蒸発缶の多重効用法	271
6・9 自己蒸気圧縮法	276
6・10 多段フラッシュ法	279
6・11 エネルギー有効使用に及ぼす伝熱温度差と沸点上昇の影響	288
6・12 液の滞留特性	292
練 習 問 題	293

7 湿 潤 ・ 冷 水 操 作

7・1 直接接触装置	298
7・2 空気・水蒸気・液水系の性質	302
7・2・1 空気中の飽和水蒸気圧と湿度	302
7・2・2 湿 度 図 表	304

目 次

7・2・3 断熱冷却線	307
7・2・4 乾湿球温度計と湿度測定	308
7・2・5 エンタルピー温度線図	310
7・3 空気・水系接触操作の基礎	312
7・4 容 量 係 数	318
7・5 等水温増湿操作	320
7・6 向流接触の増湿および冷水操作	323
7・7 十字流接触の増湿および冷水操作	328
7・8 冷水塔における諸問題	330
7・8・1 設計の基準とする空気の湿球温度	331
7・8・2 流速の選定とエリミネーター	331
7・8・3 気液接触充てん層における圧損失	332
7・8・4 白煙の発生とその防止	334
7・8・5 騒 音 防 止	336
7・9 減 湿 操 作	337
練 習 問 題	341

8 乾 燥 操 作

8・1 乾 燥 装 置	345
8・1・1 物質と気流の接触方式	345
8・1・2 塊・板・フレーク・粒・粉状湿潤固体の乾燥装置	348
8・1・3 シート状材料の乾燥装置	364
8・1・4 スラリー・溶液状物質の乾燥装置	365
8・2 湿潤物質の乾燥特性	369
8・2・1 平衡含水率	369
8・2・2 湿潤物質層の乾燥特性曲線	370
8・2・3 通気乾燥における乾燥特性曲線	381
8・2・4 流動層乾燥における乾燥特性曲線	384
8・3 連続式熱風乾燥操作	389
8・3・1 断熱並流乾燥操作	389

8-3-2 断熱向流乾燥操作	395
8-3-3 恒温乾燥操作	397
8-4 連続式通気乾燥操作	404
8-5 連続式流動層乾燥操作	407
8-6 気流乾燥操作	410
8-7 乾燥における熱エネルギーの有効使用	417
練習問題	417

9 高温加熱操作

9-1 燃料の概要	423
9-1-1 気体燃料	423
9-1-2 液体燃料	425
9-1-3 固体燃料	427
9-2 燃焼計算	430
9-2-1 基本の酸化反応	430
9-2-2 総(高位)発熱量と真(低位)発熱量	431
9-2-3 気体燃料の燃焼計算	432
9-2-4 液体・固体燃料の燃焼計算	434
9-2-5 燃焼ガス分析値に基づく計算	436
9-2-6 理論炎温度(理論燃焼温度)	437
9-3 燃焼装置	439
9-3-1 燃料の性状と接触型式	439
9-3-2 ガスバーナー	440
9-3-3 オイルバーナー	448
9-3-4 微粉炭バーナー	453
9-3-5 火格子燃焼装置	459
9-3-6 流動層燃焼装置	463
9-3-7 低 NO _x 燃 焼	465
9-4 高温加熱装置の型式	472
9-4-1 加熱目的と高温加熱装置の形	472

iv 目 次

9-4-2 工業窯炉の分類	475
9-5 熱収支と熱量回収の効果	483
9-5-1 高温加熱装置における熱収支	483
9-5-2 有効熱量と熱効率	485
9-5-3 熱効率向上の諸方策	488
9-5-4 希薄可燃ガスの燃焼と高温度の熱エネルギーの回収	495
9-6 通 風 と 炉 圧	499
9-6-1 燃焼室内のガスの流れ	499
9-6-2 通 風 の 方 法	500
9-6-3 燃焼ガスの流動抵抗	501
9-6-4 炉系内の浮力と逆浮力	503
9-6-5 煙突および送風圧の計算	504
9-6-6 炉 圧	504
9-7 窯 炉 の 設 計	509
9-7-1 均一加熱の方法	509
9-7-2 定常連続操作の設計計算	510
9-7-3 断続操作の設計計算	523
9-8 築炉方法の概要	530
9-8-1 炉壁のレンガ積	530
9-8-2 不定形耐火物による築炉	532
9-8-3 炉材性質の概要	533
練 習 問 題	536
索 引	1

上 巻 主 要 目 次

- 1 伝 導 伝 熱
- 2 対 流 伝 熱
- 3 放 射 伝 熱
- 4 不連続固体系の伝熱
- 5 熱 交 換 操 作

6 蒸 発 操 作

物理的・化学的あるいは生物学的変化を利用するプロセス産業においては、その中のいろいろな工程で薄い溶液を濃縮することが行なわれている。一般には水溶液の場合が多く、また水の蒸発潜熱が他の溶剤にくらべて1桁大きいことから、不揮発性物質の水溶液を加熱して水蒸気を発生・分離する操作を蒸発操作と呼んでいる。したがって本章においても水溶液を対象として説明を進めるが、考え方自身は他の溶剤の場合に対しても同様に応用することができよう。

蒸発操作は一般に次のような場合に応用される。

- 水溶液の濃縮——
 - 不揮発性溶質が必要な場合（例：食塩、苛性ソーダ、アルミナ）
 - 濃縮液が製品となる場合（例：果汁）
 - 廃液中の不揮発性成分を濃縮・固化し焼却する場合
- 淡水の分離——海水などからの飲料用などの淡水製造

大量の水溶液を加熱して濃縮し、大量の水蒸気を純水の形で分離する場合、コスト面で最も重要な因子は消費エネルギーの量である。ここで仮りに海水を燈油で煮つめて食塩の分離を行なう場合を考えてみよう。食塩の濃度を質量基準で3%とし、水の加熱・蒸発に600 kcal/kg の熱エネルギーが必要であるとすれば、食塩1 kg あたりに必要とする熱エネルギー量は次のようになる。

$$\frac{(1 - 0.03)(\text{kg 水})(600 \text{ kcal/kg 水})}{0.03 \text{ kg 食塩/kg 海水}} = 19400 \text{ kcal/kg 食塩}$$

燈油の真発熱量を約10000 kcal/kg 油とし、燃焼加熱の熱効率を80%とすると、必要な燈油量は

$$\frac{19400 \text{ kcal/kg 食塩}}{(10000 \text{ kcal/kg 油})(0.80)} = 2.43 \text{ kg 油/kg 食塩}$$

われわれの食生活だけではなく、化学工業の主要原料の一つである食塩を海水から製造するために、貴重なエネルギー源である燃料油をこんなに多量に使うことは許されることで

はない。ほんとうに海水から食塩を蒸発によって製造するためには、上の1桁以下のエネルギー消費に押えるか、あるいは熱力学的に極めて価値の低い熱エネルギーを使用しなければならぬ。

水溶液からの水蒸気発生にそれほど多くの熱エネルギーを必要とする理由は、蒸発の潜熱を保有する水蒸気をそのまま空しく大気中に放出して空気と混合してしまうからである。そこで蒸発によって発生する水蒸気を集めてそのまま加熱用の水蒸気として利用すれば、損失熱の大部分であった水蒸気の潜熱が回収されることになる。この原理によって1 kgの水蒸気の蒸発潜熱に相当するエネルギーを使用して何 kgの水を分離するシステムが開発され、例えば苛性ソーダ水溶液や果汁の濃縮や純水の製造が比較的到低いエネルギーコストで実現されてきた。エネルギー資源に乏しい本邦においては、今後ますますエネルギー使用量を下げたための努力をする必要があるが、そのためには上述のようなエネルギー有効利用のシステムが参考になる。

少ないエネルギーで蒸発によって水を分離するシステムにおいては、発生した水蒸気を用いて水溶液を加熱し蒸発させる装置、すなわち蒸発缶が構成要素となる。そこで本章においては蒸発缶の説明からはじめることにしよう。

6・1 蒸発缶における流動・伝熱および蒸発¹⁾

蒸発缶においては飽和温度の高い水蒸気を加熱源として飽和温度の低い水溶液を沸騰させて濃縮する。熱エネルギー移動の型式から見ると、これは第5章(上巻)で説明した熱交換器の中で高温側凝縮・低温側沸騰の場合、すなわち簡単に書けば図5・14の(c)の場合にはかからない。同図は水溶液の深さが小さいか、あるいは加熱管の表面に膜状で流下する場合の正しい温度関係を示している。型式によっては水溶液を加圧状態で加熱し、これを低圧の広い容器内に噴出することによって蒸発させる場合があるが、図5・14(a)はその温度関係を示している。

蒸発缶には各種の型式があるが、標準型のもは図6・1のようなものであり、内径4〜7 cm、長さ1〜2 m程度の金属円管を多数使用して構成した加熱部(この場合にはカランドライアと呼ばれる)をもっている。加熱用の水蒸気は金属円管すなわち加熱管の外側に凝縮して凝縮水となり、凝縮の潜熱を管内の水溶液に与えてこれを沸騰させる。すなわち管

1) 本項は藤田重文、東畑平一編纂、「化学工学1」, 第2版, 東京化学同人(1972), 第5章, 5・8の記述による(国井大彦執筆)。

内の水溶液は水蒸気が混在する混相流となるので見かけ密度が小さくなる。一方加熱部中央にある太い降液管（ダウンテーク）内の水溶液はほぼ完全な液相であるから、加熱管下端部においては両管内流体の密度差に加熱管高さを乗じた値に相当する圧力差が生じ、これが駆動力となって加熱管内の混相流が上方に流れることになる。この際の加熱管内混相流の流量は、その流動抵抗による圧降下がちょうど前述の圧力差に等しいという条件から定まるが、このように加熱による密度差を利用するだけで循環を行なわせるものを自然循環型蒸発缶と呼んでいる。図6・1のモデルは缶内の水溶液レベルが加熱管の上端面よりあまり上にならないように制御した場合の例である。

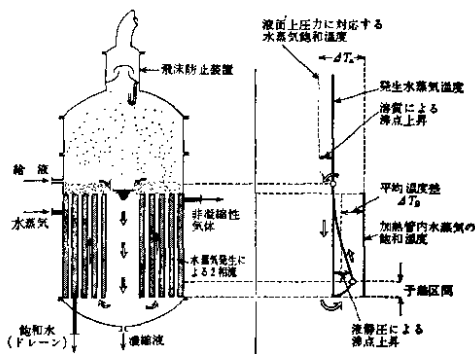


図 6・1 自然循環型蒸発缶における温度分布モデル

さて図6・1において原料の水溶液を缶内の水溶液とはほぼ同じ温度に加熱して供給する場合を考えよう。缶内の水溶液は液上面の沸騰温度に近い温度で降液管を下方に流れ、加熱部の下面に開いている多数の加熱管に入って上方に流れてゆく。ところで一般には水溶液の深さ方向に静圧が高くなっているため、加熱管の下部では水溶液の飽和温度すなわち沸騰温度が高くなっている。そのために図6・1の加熱管下端に入った水溶液はまず単純に加熱され、液の温度がその位置の静圧に対する飽和温度と同じになるレベルから沸騰がはじまり、上方に移るにしたがって水蒸気の存在割合が大きい2相流となって流動することになる。

加熱管内では流れの下流になるほど2相流の静圧は小さくなるので、加熱管内の飽和温

度したがって沸騰温度は上方に向かって低くなってゆき、図6・1に示すような温度関係になる。いま定常状態の蒸発を行なっているものとして伝熱量を Q [kcal/hr]、沸騰区間の伝熱面積を A [m²]、同区間における平均温度差を ΔT_b [°C] (図6・1で沸騰区間に液温度と水蒸気飽和温度で囲まれた面積を区間の長さで割った値)、同区間における総括伝熱係数^{*}を U_b [kcal/m²・hr・°C] とすると

$$Q = AU_b \Delta T_b \quad (6 \cdot 1)$$

ここで沸騰伝熱係数を h_b [kcal/m²・hr・°C]、水蒸気泡を含んで流れる水溶液流と管内面間の伝熱係数を h_i とすると第5章の式 (5・12)、(5・13) から

$$\frac{1}{U_b} = \frac{1}{h_b} + \frac{l}{k} + R_i + R_o + \frac{1}{h_i} \quad (6 \cdot 2)$$

ここに l は加熱管の厚さ [m]、 k は管の熱伝導度 [kcal/m・hr・°C]、 R_i と R_o はそれぞれ管内面および管外面の汚れ係数 [m²・hr・°C/kcal] である。

実際の蒸発缶を操作する場合には図6・1のような温度分布の測定は容易ではないが、液面上の圧力は容易に測定できる。そこで水溶液の実際の温度の代りに便宜的に液面上の圧力に対する水蒸気の飽和温度を用い、次のような伝熱の式によって見かけ上の総括伝熱係数 U を定義して実測データを整理することがある。

$$Q = AU_s \Delta T_s \quad (6 \cdot 3)$$

$$\Delta T_s = (\text{加熱用水蒸気飽和温度}) - (\text{発生水蒸気の飽和温度}) \quad (6 \cdot 4)$$

このような定義による U_s は沸点上昇の影響を含むので、あくまで同一型式、同一目的の

蒸発缶にだけ適用する相対的なものである事に注意する必要がある。

式(6・1)、(6・3)の総括伝熱係数は管長さに対する平均の値であるが、自然循環型蒸発缶の場合には液側の伝熱係数が直立管の長さ方向に大きく変化する。いま加熱管が長い直立管で、加熱の熱流束が大きいのに液の流速が小さい場合を考えよう。上条¹⁾によればこのときの管内の状態は図6・2のようになり、管の下

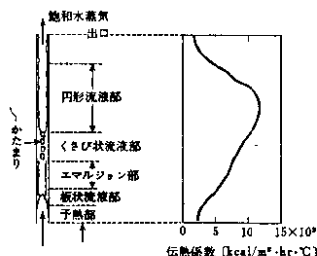


図6・2 加熱管内水溶液の流動と状態変化モデル

1) 上条泰彦, ペトロケミカルエンジニアリング, 4, 10号, 14, 11号, 1 (1972).

* 熱質流率, 熱通過率。

部では沸騰温度まで液が予熱される。水溶液がその静圧に対する飽和温度に近くなると、加熱管内壁面から沸騰による水蒸気泡が発生し、飽和液と水蒸気泡の混在するエマルジョン状態になって上昇するが、溶液流量にくらべて伝熱速度が大きい場合には気泡の占める体積割合が大きくなり合体してゆくために、気泡が管断面積一杯にひろがる一方水溶液はくさび状のかたまりになって上昇する現象がおこる。

くさび状液流領域の上部では液流と水蒸気流は2相にわかれ、早い流速で中心部を上昇する水蒸気流に引きずられ管壁に沿って上昇する。管壁からの伝熱によってこの環状液流は沸騰しているから、上方に進むにしたがって液膜は薄くなるが、入口からの水溶液送入速度が小さい場合には加熱管の上部で液膜がちぎれ、液の不足する領域ができることになる。すなわち加熱管下部に送入された液流は高さ方向に状態を変化させながら流れるので、液側の伝熱係数は図6・2の例のように高さ方向に大きく変化することがわかる。

図6・1のような標準型蒸発缶においては直立管の長さが短かく（1～2 m）、液流にくらべて伝熱面積が大きくないので、図6・2の管内流れのモデルでは下方の状況があらわれるだけである。

保温材による断熱が十分に行なわれている大型の蒸発缶においては放熱による熱損失が無視できるから、 L を蒸発の潜熱[kcal/kg]とすると、

$$\text{単一蒸発缶の水蒸発能力} = Q/L \quad (6 \cdot 5)$$

さて図6・1の加熱管内水溶液平均温度差 ΔT_m に着目しよう。深くなるにつれて沸騰温度が上昇することは前述した通りであるが、そのために平均温度差が小さくなるので、加熱用の水蒸気としては蒸発缶内水溶液上面の飽和温度よりもある程度高い飽和温度のものを使わなければならない。単一の蒸発缶を使っている限りこれはそれほど問題ではないが、前述したように少ないエネルギー消費量で多くの水蒸気を蒸発・分離するためには、蒸発によって発生した飽和水蒸気を加熱用の水蒸気として使用することが必要である。しかもこの時の加熱用水蒸気の飽和温度を缶内水溶液の液面における飽和温度に近づければ近いほど、システムとしてのエネルギー使用効率を上げることができるのであるが*、前述した静圧による飽和温度すなわち沸騰温度上昇の現象のために、加熱用水蒸気の飽和温度を下げることに限界が生じてしまうのである。

図6・1における沸騰液が純粋な水である場合には静圧による沸騰温度の上昇だけを考えればよく、発生水蒸気の飽和温度は液上面の沸騰温度に等しい管である。ところが食塩とか NaOH のような電解質の水溶液では、同一圧力下における沸騰温度が純粋な水にく

* この理由については6・8に述べる。

らべてある程度高くなる。すなわち沸点上昇*といわれる現象があり、そのために図6・1に示すように液面から発生した水蒸気の温度は液面上の圧力に対する純水の飽和温度より高くなる。したがって液面上の水蒸気泡破裂によって発生した水溶液の飛沫を分離したあとの純水蒸気は、この蒸発缶の水溶液面温度よりも沸点上昇の温度差 ΔT [°C] だけ低い飽和温度をもつことになることがわかる。こうして発生した水蒸気を他の蒸発缶の加熱用として使用するシステムにおいては、両缶内の水溶液沸騰温度に近い値であることが必要であるが、沸点上昇の現象は逆に両缶内の沸騰温度に差をつける結果となる。すなわち沸点上昇が甚だしい場合には、少ないエネルギーで多量の水を蒸発し分離するシステムを構成してもその効率は高くないので、溶質による沸点上昇はエネルギーの経済的使用上大きな障害となる大切な問題である。

加熱用水蒸気の飽和温度（凝縮温度）と缶内水溶液沸騰温度の差によって加熱と蒸発が行なわれることは前述した通りであるが、単一の蒸発缶においてはその平均温度差を大きくとることができる。例えば缶内水溶液の沸騰温度が100°Cであるとき、加熱用としてボイラーからの圧力16 kg-wt/cm²、飽和温度約200°Cの水蒸気を使用したとすれば平均温度差は約200°C - 100°C = 100°Cとなり、式(6・3)、(6・1)の両式から目標の蒸発量を得るための伝熱面積Aは小さくともよいことがわかる。しかし蒸発缶のいくつかを組み合わせ、発生した水蒸気を次の缶の加熱用に使用するシステムにおいては、この平均温度差 ΔT_s を大きくすることは両缶内の沸騰温度に大きい差をつけることになり、システム全体としてのエネルギー使用効率が低くなる。すなわちボイラーからの加熱用水蒸気1 kgを使用して何 kg もの水を蒸発・分離するシステムを構成するためには、加熱用水蒸気凝縮温度と沸騰する水溶液の平均温度差 ΔT_s をできるだけ小さいようにしなければならない。

さて一つの蒸発缶において蒸発能力が指定された場合、平均温度差 ΔT_s を小さくするためには総括伝熱係数 U_s ができるだけ大きくなるように設計・操作することが要求される。もちろん伝熱面積Aを大きくすることも考えられるが、これは直接に装置の建造費の増大を意味するので、あまり大きくすることは望ましくはない。蒸発缶に用いられる加熱管は銅または鋼などの金属管であってその熱伝導率 λ と管の肉厚 δ によって与えられる数値 $1/\lambda\delta$ は沸騰水溶液側の伝熱抵抗 $1/h_i$ にくらべて小さいから、蒸発缶の始動時あるいは加熱管の掃除直後の総括伝熱係数は式(6・2)から

* Boiling point raising (BPR).

$$\frac{1}{U_B} \approx \frac{1}{h_i} \quad (6 \cdot 6)$$

上式で $1/h_B$ を無視したのは、一般の蒸発缶において水蒸気凝縮側の伝熱係数 h_B の値が大きく (第2章参照)、 $1/h_B$ は $1/h_i$ にくらべて小さい値をとるからである。

一般に濃縮すべき水溶液の中には不純物が溶け込んでおり、濃縮程度が進むにしたがって CaSO_4 、 CaCO_3 などの成分が管壁に析出してスケールになる。このような条件下で析出するスケールは過熱されており、したがって加熱管壁に接するスケール内の空隙は水蒸気で占められることになる。すなわち第4章の多孔質に関する有効熱伝導度の項で述べたように、気体を含む多孔質の有効熱伝導度は液体を含んでいるものよりもずっと小さな値となるので、そのスケールの厚さ l_s が $1 \sim 2 \text{ mm}$ 程度のように薄いものであっても、いったんスケールが析出するとこれが大きな伝熱抵抗となる。汚れ係数 R_0 を l_s/k_s であらわせば、

$$\frac{1}{U_B} \approx \frac{l_s}{k_s} + \frac{1}{h_i} \quad (6 \cdot 7)$$

ここに k_s は上述のようなスケールの有効熱伝導度である。スケールの析出しやすい水溶液においては、 $R_0 = l_s/k_s$ が時間とともに増加し、総括伝熱係数 U_B の値が激減してしまうことがある。 k_s の数値は CaSO_4 を主成分とするもので $0.5 \sim 2 \text{ kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 、 CaSO_4 を主成分とするもので $0.4 \sim 0.6 \text{ kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ といわれる。加熱用水蒸気の飽和圧力が与えられている場合にスケールが析出することは、総括伝熱係数の減少、したがって蒸発能力の低下をもたらす。もしこの場合蒸発能力を保持するために加熱用水蒸気の飽和圧力を上げようとしても、使用するボイラーの常用圧力によって押えられることになるので限度がある。したがって蒸発缶におけるスケールの析出もまた、エネルギー有効利用のシステムを構成する場合には大きな障害になることがわかる。

物理的・化学的あるいは生物学的状態変化を行なわせる定常操作の装置においては共通する事柄であるが、供給液が処理されたあとの品質に関係する重要な因子として溶質の装置内滞留特性がある。その基本的考え方については参考書¹⁾によらるたい。図6・1のモデルで示されるような蒸発缶に、ある短い時間の間に送入された溶液中の溶質に着目すると、溶質が送入された直後には蒸発缶から排出される割合が最も大きく、時間が経過するにつれて排出される割合が指数関数的に減少することになる。すなわち溶質は“完全混合流れ”型の装置内滞留特性を示す。これはふつうの無機塩類水溶液の濃縮のように滞在時

1) 例えば国井大蔵，“化学工学要論”，養賢堂（1974）。

間によって品質の変化がない場合には問題にはならない。しかし例えば食品、医薬品のよ
うに加熱条件下に長い時間存在すると品質の低下や変質の生じやすい水溶液に対しては、
このような滞留特性をもつ蒸発缶を使用することは避けるべきであって、いわゆる“ピス
トン流れ”型に近い滞留特性を示す蒸発缶を使用することが必要となる。

6・2 蒸発缶の諸型式¹⁾

図6・1の標準型蒸発缶において加熱管内を上方に流れる混相流の流れ速度は、この流
れによって生ずる流動抵抗が加熱管内混相流と下降管内飽和水溶液の静圧の差に等しいと
いう条件で定まることは前述の通りである。そのような自然循環方式では循環の推進力が
小さいために加熱管内の混相流れ速度は大きくない。そこで液の循環を強制的に行なっ
てスケール付着の抑制をはかるために強制循環型式のものも使用されている。加熱管を有す
る蒸発缶をその構造から分類すると次のようになる。

(a) 水平管型蒸発缶

管内水蒸気加熱，液浸型 図6・3

管内水蒸気加熱，薄膜型 図6・4

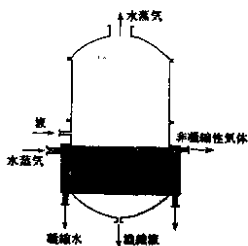


図6・3 水平管液浸型蒸発缶

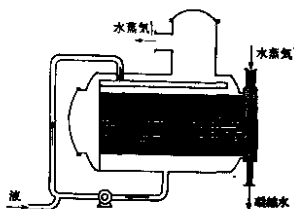


図6・4 水平管薄膜型蒸発缶

管外水蒸気加熱型 図6・5 (Yaryan 缶)

(b) 直立管型蒸発缶

標準型 図6・1, 図6・6

1) 化学工学協会編，“化学工学便覧”，改訂三版，丸善（1968），第5章による。

バスケット型	図 6・7
長管外部加熱型	図 6・8
長管上昇薄膜型	図 6・9
長管流下薄膜型	図 6・10
流下薄膜掻き取り型	図 6・11
長管上昇流下薄膜併用型	図 6・12

(c) 傾斜管型蒸発缶 図 6・13

(d) 強制循環型蒸発缶 図 6・14, 図 6・15, 図 6・16

(e) コイル型蒸発缶 図 6・17

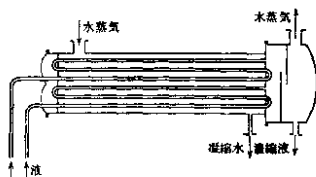


図 6・5 水平管外水蒸気加熱型蒸発缶

水平管型蒸発缶のうち水蒸気加熱管を沸騰水溶液中に設置する方式(図 6・3)のものは、標準型(図 6・1)にくらべて液の深さを小さく設計できるので、静圧による沸点上昇を小さくする利点がある。しかし加熱管の外表面は掃除しにくいので、スケールの析出がなく粘性の小さい水溶液に適する蒸発缶である。図 6・4 は水溶液を循環ポンプによって水平加熱管の上方に注ぎ、管の外表面を薄膜状に流下させるもので、伝熱速度が大きく、さらに液深による沸点上昇がないことが特徴であり、低圧下の蒸発に適しているといわれる。

図 6・5 の略図は管外水蒸気加熱型蒸発缶であって、水溶液は管内を 1 回通過する間に濃縮される。通過とともに大量の水蒸気を発生して高速度の気液混相流になるので伝熱速度が大きく、さらに液の加熱をうける時間が短いことと液深さによる沸点上昇のないことが有利とされている。

図 6・1 のような直立加熱管を有する標準型蒸発缶は自然循環を行なう型式であって、スケールがあまりつかない水溶液、比較的腐蝕の少ない液に適しており、通常のは加熱管の伝熱面積として数百 m^2 程度である。図 6・6 は標準型において降液管(ダウンテーク)直下に液循環促進用のプロペラを設置したものであり、製塩用の結晶缶などのように結晶生成のある場合でも使用できるといわれている。この場合の総括伝熱係数は $500 \sim 2500 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 程度といわれる。

図 6・7 は標準型と同様に直立加熱管を用いるが、加熱部がバスケット型になっていて、水溶液は缶胴と加熱部間の環状隙間を通過して下降する。この型式では加熱部を予備のものと交換できるので掃除のための時間が少なくて済むのが利点であるが、伝熱面積として 100 m^2 程度のものに限られるとのことである。

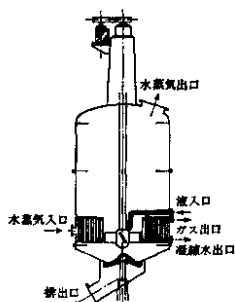


図 6-6 内部強制循環を行なう標準型蒸発缶（荏原製作所カタログより）

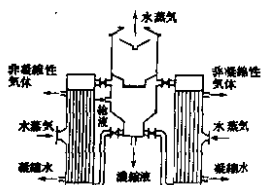


図 6-8 長管外部加熱型蒸発缶の例

の直立長管上昇薄膜型蒸発缶はこの現象を積極的に利用するものであるが、本型式のものは静圧差を小さくとれるので沸点上昇が少なく、また溶質の加熱管内滞留特性は前述した標準型蒸発缶の場合とは異なり、ピストン流れに近く短い時間で加熱を終了するから熱に敏感な溶質の蒸発に適する。LTV 蒸発缶ともいわれ、蒸発能力あたり装置費が小さく、大容量のもの、泡沫のできやすい溶液に適するが、スケールのできやすい液には適さない。

図 6-10 は長管流下薄膜型のものであり、溶液を加熱管群の頂部から溢流させて、管内表面に薄膜状に流下させる間に蒸発濃縮する。本型式の総括伝熱係数は大体 $1000 \sim 2000 \text{ kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$ 程度とのことである¹⁾。図 6-11 は流下薄膜が粘稠になる場合に使用される

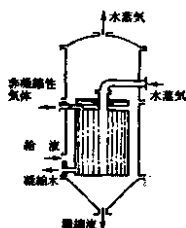


図 6-7 バスケット型蒸発缶

図 6-8 に示されるように、1 個の缶胴に 2 ～ 4 個の直立長管からなる外部加熱器を設置する方式は、大きな伝熱面積のものが設計できる。例えば 3 個の場合には、1 個だけ切りはなせるので、運転中に伝熱面の清掃を行なうことができる。

溶液流量にくらべて伝熱面積の大きな長管を用いると、図 6-2 で説明したように発生水蒸気に引きずられて上昇する環状の液膜ができる。内径 $2.5 \sim 5 \text{ cm}$ で $4 \sim 10 \text{ m}$ の長い加熱管を用いる場合、液は加熱管内を 1 回だけ通過することによって濃縮される例が多い。図 6-9

1) 化学工学協会編，“化学工学便覧”，改訂三版，p.390，丸善（1968）。

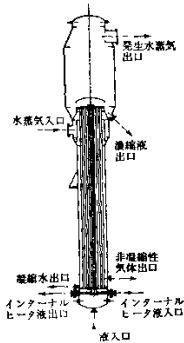


図 6・9 長管上昇薄膜型蒸発缶 (LTV 蒸発缶) (荏原製作所カタログより)

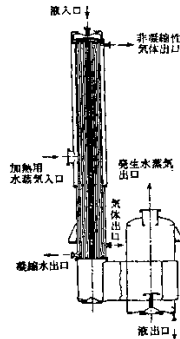


図 6・10 長管流下薄膜型蒸発缶 (荏原製作所カタログより)

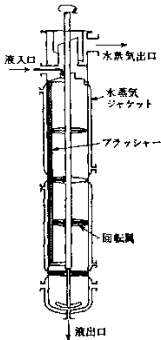


図 6・11 薄膜掻き取り型蒸発缶 (関西化学機械カタログより)

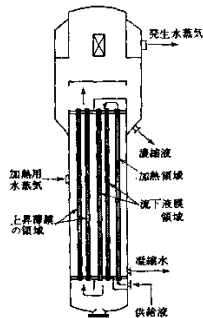


図 6・12 上昇・流下薄膜併用型蒸発缶 (PFR 蒸発缶, 月島機械カタログより)