



Title	乾燥機排ガスを利用する蒸発装置の基礎的研究
Author(s)	上牧, 修; Uemaki, Osamu; 藤川, 昌久 他
Citation	北海道大學工學部研究報告, 89, 107-117
Issue Date	1978-11-02
Doc URL	<a href="https://hdl.handle.net/2115/41496">https://hdl.handle.net/2115/41496</a>
Type	departmental bulletin paper
File Information	89_107-118.pdf



## 乾燥器排ガスを利用する蒸発装置の基礎的研究

上 牧 修\* 藤川 昌久\*

渡 辺 昇\*\* 久 郷 昌 夫\*

(昭和53年3月1日受理)

### Evaporation Rates in a Falling Film Evaporator Heated with Waste Gas of Dryers

Osamu UEMAKI Masahisa FUJIKAWA

Noboru WATANABE Masao KUGO

(Received March 1, 1978)

#### Abstract

An application of waste gas from dryers was experimentally investigated as a possible heating media of the evaporator in place of steam. In the experiments, highly humidified airs with steam, such as 0.5-0.8 (kg-H<sub>2</sub>O/kg-dry air), were tested to survey the evaporation rates in a falling film evaporator. The temperature of the inlet gas was 110-120°C which had been estimated as the outlet gas temperature of a dryer for drying of a filtrated stock of 65% moisture. The temperature of the outlet gas was 55-60°C corresponding to the boiling point of 50-55°C controlled at 100-120 mm Hg abs. pressure

The results indicated that the evaporation rates were so 2-10 (kg/m<sup>2</sup>·hr) as increased with the humidity of air. It would be expected that the evaporation rate could be promoted by more efficient calandrias from the result that the feed rate of solution also increased the evaporation rate.

#### 1. 緒 言

化学工業では溶液を加熱、沸騰させて溶媒蒸気を溶液から分離し、溶質の濃度を高める蒸発工程が数多く含まれているが、工業的に最も多い水溶液の濃縮では水の蒸発潜熱が非常に大きいため、蒸発工程には多量のエネルギーが必要とされる。したがって蒸発工程はそれが組みこまれる他のプロセスとの関連において最大限にエネルギーが節約できるように設計されなければならない。

本研究は馬鈴薯汁液や牧草汁濾液からの飼料用蛋白質の回収および廃液処理法の一環としての濃縮用蒸発装置に澱粉や牧草などを処理する乾燥器から排出される、水蒸気を多量に含んだ空気を加熱媒体として利用することによって乾燥と蒸発工程を含むプロセスの熱経済性を高めようとするものである。なお高湿度空気を蒸発缶の熱源として使用する場合、乾空気の顕熱は蒸気潜熱に比較すれば桁違いに少く、したがって空気中の水蒸気量が廃ガスの価値を決定する重要

\* 応用化学科第一講座

\*\* 北斗工機(株)

な因子であり、またその回収率はカランドリア出口の空気温度により決定されることも明らかである。しかしその出口温度も多重効用缶操作の蒸発温度により下限がおのずからきまるものである。

## 2. 実験装置および実験方法

### 2.1 蒸発器加熱部（カランドリア）の形式

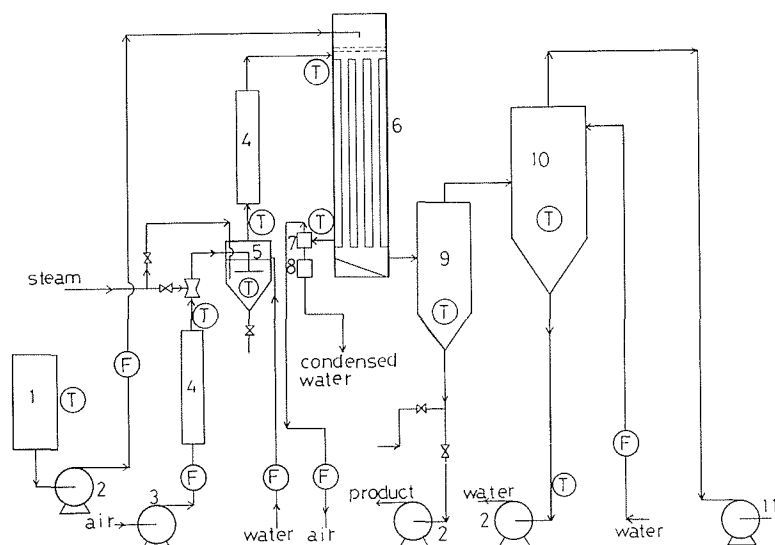
水溶性蛋白質の回収などのように加熱中に変質しやすい物質を濃縮する場合、できるかぎり低温濃縮法を採用する必要があるが、この方式によって溶液と加熱媒体の温度差を大きくでき、蒸発能力の増大も期待できるが、原料の過熱、熱変質に対する配慮が重要となる。

溶液中の溶質の熱による変質の程度は蒸発装置のカランドリアの温度と溶液のカランドリア内の滞留時間の組合わせでできるが、滞留時間の影響が加熱温度よりむしろ重要であることが指摘されている<sup>1,2)</sup>。すなわちカランドリアにおける溶液の滞留時間を非常に短くできる加熱方式が採用できれば、高温度処理が可能となり、蒸発速度の増加やその他から経済的にも有利となる。

このような観点から本研究では蒸発装置のカランドリアに原料液の滞留時間を非常に短くできる（数秒～数十秒）液膜降下方式を採用した。この液膜降下方式の真空蒸発装置では原料をただ1回だけ短時間加熱面を通過させるので、熱に弱い物質の濃縮に最も適している。なお本実験で採用した空気湿度 0.5~0.8 [kg H<sub>2</sub>O/kg dry air] は、水分 80% の原料を磨砕濾過した濾滓を乾燥する場合、乾燥器出口ガスの湿度をできるだけ高め、かつ乾燥器入口温度の過熱を抑えるために出口ガスを循環する場合の出口ガス湿度の最高値 0.8 [kg H<sub>2</sub>O/kg dry air] によるものである。

### 2.2 実験装置および実験方法

実験装置のフローシートを Fig. 1 に示す。



- |                    |                          |                 |
|--------------------|--------------------------|-----------------|
| 1. Feed tank       | 6. Calandria             | 11. Vacuum pump |
| 2. Pump            | 7. Mist separator        | F. Flowmeter    |
| 3. Blower          | 8. Steam trap            | T. Thermocouple |
| 4. Preheater       | 9. Evaporator            |                 |
| 5. Steam-saturator | 10. Barometric condenser |                 |

Fig. 1. Flowsheet of experimental equipment.

加熱媒体の空気は流量を測定されたのち予熱器1で所定の温度（水蒸気飽和器の温度に等しくさせる）にまで加熱され、エ젝ターでボイラーからの水蒸気と混合される。この空気-水蒸気の混合ガスは温水の満されている水蒸気飽和器の液面下 20 mm の十字型に配置された管の下面の細孔から下向きに温水中に噴流される。ここで空気は予熱温度と飽和器温度の調節により所定の温度となり、また湿度は予め混合した水蒸気量により調節された。混合ガスはさらに予熱器2で 120°C にまで加熱されてカランドリア上部へ送りこまれる。カランドリア内の水蒸気-空気の混合ガスは水溶液と並流で伝熱管を流下し、熱を与えて凝縮した凝縮水とともにカランドリア底部より系外に排出される。カランドリア底部のガス出口部にはミストセパレータが取り付けられてあり、ここで凝縮水は空気より分離されてトラップに集められ、系外に取り出されその量が測定される。

一方、50°C に予熱された原料液はロータメータで流量を測定されたのち、真空ポンプによって所定の真空度に保たれているカランドリア上部にポンプで揚送され、伝熱部へ供給される。カランドリアは内径 150 mm、高さ 1500 mm であり、その内部に内径 15 mm、外径 19 mm、長さ 1000 mm の加熱管 19 本が正三角形に配置されてある。カランドリア上部に供給された原料液は孔数、孔径の異なる二枚の多孔液分散板によって各加熱管に均等に分配され、薄膜となって加熱管の内壁を下降する間に加熱媒体によって加熱、濃縮される。

蒸発によって濃縮された溶液は蒸発器（直径 350 mm、高さ 1200 mm）に入り、ここで濃縮液は蒸発蒸気から分離される。蒸発器底部の濃縮液はポンプによって系外に排出され、その量が測定される。蒸発器を出た蒸気はバロメトリックコンデンサー（直径 300 mm、高さ 1050 mm）内で冷却水と直接接触することによって凝縮し、冷却水とともにコンデンサー底部より系外へ排出される。

原料液の供給速度、空気の流量、カランドリアにおける加熱媒体からの凝縮水量、蒸発器底部からの濃縮液の回収量、冷却水量および各部の温度と圧力などはすべての実験条件が一定となってから測定され、それらのデータより物質収支、熱収支および蒸発速度を求めた。

本方式は原料液の種類に関係なく多重効用缶の第1缶のみに適用されるものであり、順流式の場合、原料液は極めて薄いものであるから、基礎データを目的とする本実験では加熱管にスケールの生成するおそれのない清水を主として用いた。なお実際的なものの一例として馬鈴薯汁液の濃縮実験もおこなったが、清水の場合との差は認められなかった。

主な実験条件は次に示す通りである。

○飽和空気の水蒸気含有率	0.50~0.80 [kg H <sub>2</sub> O/kg dry air]
○カランドリアの圧力	100~200 [mmHg abs]
○蒸発器の温度	55 [°C]
○原料予熱温度および供給速度	50 [°C] ; 15~35 [kg/m <sup>2</sup> ·hr]
○空気流量	780~1570 [kg dry air/m <sup>2</sup> ·hr]
○冷却水流量	180~290 [kg/hr]

### 3. 実験結果および解析

#### 3.1 加熱管を流下する液膜の厚さと降下速度

すでに述べたように液膜降下式蒸発装置の長所は加熱管の内壁を原液が非常に短い時間で通過できることである。したがって原料液の滞留時間のおおよその値を知ることは重要であり、そのためには管内の液膜の厚さとその降下速度を求める必要がある。しかし加熱されて一部が沸騰

状態にある液膜の運動を解析することは非常に困難であるので、以下の解析では液膜のみが存在する理想的な状態を考えて、液膜の厚さとその降下速度を導出した。

なお加熱状態では供給液が蒸発する結果、その体積は1000倍以上に膨脹し、抵抗の小さい管中心部を液と同じ方向に大きい速度で流れる。その結果分散板より管内に流入した液は管壁へと追いやられ、そこで液膜を形成して重力と水蒸気とによって加速されながら、管壁に沿って流下するものと考えられる<sup>3)</sup>。したがって液膜のみが存在すると仮定して得られる液膜の降下速度は予想される値の最小値であると考えられるが、一応原料液の加熱管内での滞留時間の目安を与えるものと思われる。本実験では加熱管に供給された原料液の蒸発率は20~30%であるので、液膜は管内壁の全般にわたって形成されているものと考えられる。

さて半径  $R$  の円管内を重力によって流下する非圧縮性の液膜に対し、Fig. 2 に示すように斜線部の微小幅の部分に関して層流状態 ( $Re=4l/\mu < 1000 \sim 2000$ )<sup>4)</sup> での運動量の釣合を考えると次の Eq. (1) を得る。

$$\frac{d}{dr}(r\tau_{rz}) = \rho g r \quad (1)$$

この Eq. (1) を  $r=R-\delta$  で  $\tau_{rz}=0$  なる境界条件で解くと流体相互間の摩擦力  $\tau_{rz}$  に関して Eq. (2) が得られる。

$$\tau_{rz} = \frac{\rho g}{2} r - \frac{\rho g (R-\delta)^2}{2r} \quad (2)$$

Eq. (2) に速度分布を与える次のニュートンの関係式

$$\tau_{rz} = -\mu \frac{dv_z}{dr} \quad (3)$$

を用いると、液膜の降下速度  $v_z$  は

$$\frac{dv_z}{dr} = \frac{\rho g (R-\delta)^2}{2r\mu} - \frac{\rho g}{2\mu} r \quad (4)$$

で表わされる。

Eq. (4) を  $r=R$  で  $v_z=0$  なる境界条件で解いて整理すると、 $v_z$  を与える式として

$$v_z = \frac{\rho g R^2}{4\mu} \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right)^2 \right] + \frac{\rho g (R-\delta)^2}{2\mu} \ln \frac{r}{R} \quad (5)$$

を得る。したがって Eq. (5) より液膜の平均降下速度  $\bar{v}_z$  は次式 Eq. (6) で与えられる。

$$\bar{v}_z = \frac{\int_0^{2\pi} \int_{R-\delta}^R v_z r dr d\theta}{\int_0^{2\pi} \int_{R-\delta}^R r dr d\theta} = \frac{\rho g}{8\mu} \frac{R^4}{[R^2 - (R-\delta)^2]} \left\{ 1 - \frac{4(R-\delta)^2}{R^2} + \frac{(R-\delta)^4}{R^4} \left( 3 - 4 \ln \frac{R-\delta}{R} \right) \right\} \quad (6)$$

Eq. (6) より液の重量流量  $W$  および平均滞留時間  $\bar{\theta}$  は各々次式で与えられる。

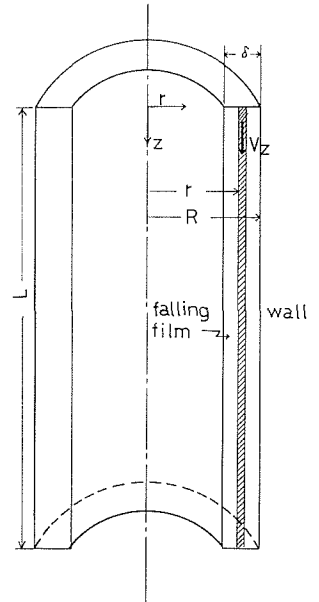


Fig. 2. Flow of falling film.

$$W = \frac{\pi \rho^2 g R^4}{8 \mu} \left\{ 1 - \frac{4(R-\delta)^2}{R^2} + \frac{(R-\delta)^4}{R^4} \left( 3 - 4 \ln \frac{R-\delta}{R} \right) \right\} \quad (7)$$

$$\bar{\theta} = \frac{L}{\bar{v}_z} \quad (8)$$

この Eq. (6) および Eq. (7) を用いて本実験条件下における加熱管内の液膜の厚さ  $\delta$  (mm) と液膜の平均降下速度  $\bar{v}_z$  [cm/sec] を計算すると Fig. 3 を得る。

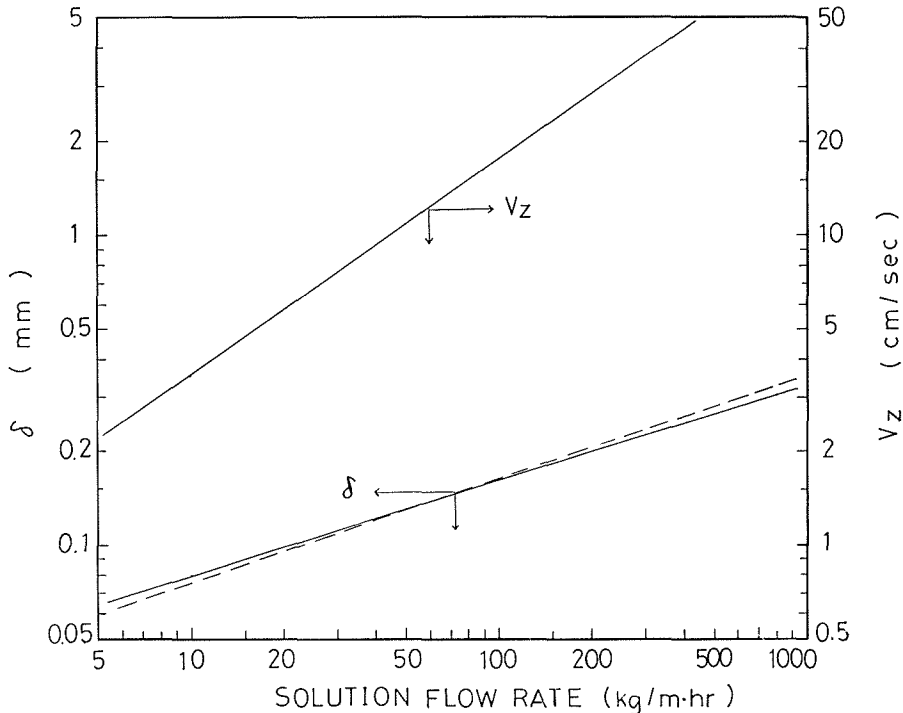


Fig. 3. Relationship between solution flow rate and  $\delta$ ,  $v_z$ .

なお図中の  $\delta$  を与える破線は液膜内の速度分布を

$$v_z = \frac{\rho g}{\mu} \left( \delta y - \frac{y^2}{2} \right) \quad (9)$$

と仮定して液膜の厚さ  $\delta$  を導いた Nusselt の式<sup>5)</sup>

$$\delta = \left( \frac{3\mu\Gamma}{\rho^2 g} \right)^{1/3} \quad (10)$$

によって計算した値を比較して示したものであるが、両者の間には非常に良い一致が認められる。

Fig. 3 から明らかなように蒸発が起らないものとして求めた本実験条件下の液流量  $\Gamma = 15 \sim 35$  [kg/m·hr] ( $Re < 100$ ) での液膜の厚さは約 0.1 mm であり、また液膜の流下速度は  $5 \sim 8$  [cm/sec] となることより、加熱管における液膜の平均滞留時間は長くとも  $15 \sim 20$  秒程度と推定される。しかし実際には蒸発した水蒸気によって液膜の降下速度は増加されるので、滞留時間はさらに短くなるものと推定され、液膜降下方式の長所が確認される。

なお、実際に工業化されているセントリサーム蒸発器 (アルファラバル社) の例では、液膜の厚さが 0.1 mm、液の滞留時間は  $1 \sim 5$  秒程度であると報告されている<sup>2)</sup>。

### 3.2 飽和空気中の水蒸気含有量の測定

工業的に用いられている蒸発装置では大きな凝縮熱を有するうえ、凝縮時に大きな伝熱係数を与える飽和水蒸気が加熱媒体として広く使用されている。しかし本研究では乾燥装置からの水蒸気を含んだ排ガスの利用によってプロセスの熱経済性を高めることを目的としているため、所定の温度、湿度の空気を得るためには、飽和空気を過熱する方法を採用した。したがって熱収支をとるうえでカランドリア入口空気中の水蒸気量を正確に知ることは重要である。そこで蒸発実験に先立ち飽和空気の水蒸気含有量の測定実験をおこなった。

空気が含まみ得る水蒸気量には限界があり、圧力一定の場合には温度とともに増加する。通常その値は飽和空気特性として便覧等に掲載されているが、本実験では温度測定に誤差が生じることなどを考慮して Fig. 1 に示す実験装置を使用して実際に空気中の水蒸気量を測定した。

流量を測定された空気に水蒸気を混合し、所定の温度に保たれた水蒸気飽和器に送入する。飽和器を出た空気を予熱器で 120°C にまで加熱後、冷却水を通してカランドリア上部に送入して冷却し、ここで含有する水蒸気を凝縮させてガス出口部のトラップより凝縮水を排出させて、その量を測定する。それと同時に冷却された飽和空気の温度をカランドリア出口で測定してその温度における水蒸気含有量を便覧より求め、上記の凝縮水測定量にこの値を補正して所定の温度における水蒸気含有量を求めた。その結果を Fig. 4 に示す。

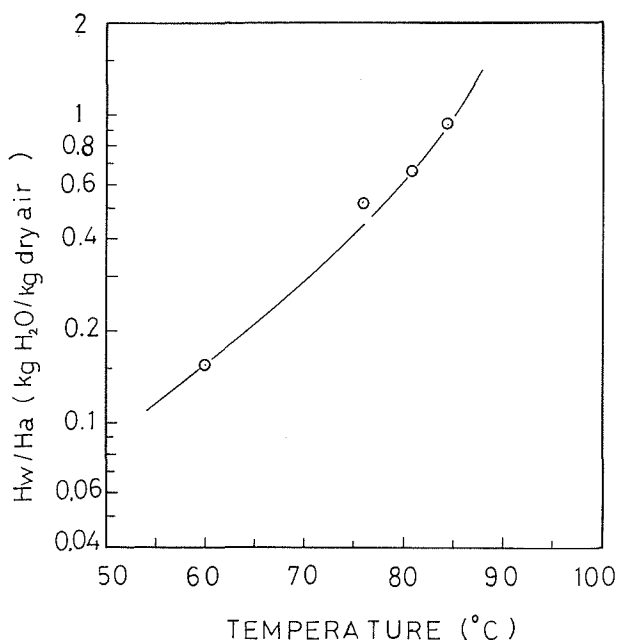


Fig. 4. Relationship between temperature and absolute humidity of saturated air.

本実験では前に述べたように蒸発工程と組み合わされる乾燥工程の操作条件より加熱媒体として湿度 0.50~0.80 [kg H<sub>2</sub>O/kg dry air] の空気を使用した。

### 3.3 清水および馬鈴薯汁液の蒸発実験

実験では本形式の蒸発装置における蒸発速度の基礎データを得るため主に蒸発時にスケールが生成しない清水を原料液として用いたが、実際に馬鈴薯汁液 (固形分 8%) を使用した実験もおこなった。

Table 1. Examples of experimental results

Run No.	3	7	8	11	13
(1) Experimental conditions					
feed					
feed rate	(kg/m <sup>2</sup> ·hr)				water
flow rate of dry air	15.1	15.5	15.0	32.9	16.1
humidity of humid air (kg H <sub>2</sub> O/kg dry air)	784	784	1180	1570	1570
inlet gas temp. of calandria (°C)	0.67	0.52	0.80	0.80	0.80
outlet gas temp. of calandria (°C)	116	120	120	120	120
pressure of calandria (mm Hg abs.)	64.5	56.5	76.5	73.0	77.5
	115	115	119	120	120
(2) Experimental results					
evaporation rate*	(kg/m <sup>2</sup> ·hr)	2.54	3.30	5.55	4.26
condensed water	(kg/hr)	3.48	2.96	4.16	6.39
steam balance in calandria					
input	(kg/hr)	6.45	5.00	11.60	15.43
output	(kg/hr)	3.48 (54.0%)	2.96 (59.2%)	4.16 (35.9%)	6.39 (41.1%)
loss	(kg/hr)	2.21 (34.3%)	1.25 (25.0%)	7.98 (68.8%)	8.10 (52.5%)
heat balance in calandria	(kg/hr)	0.76 (11.7%)	0.79 (15.8%)	-0.54 ( — )	0.94 ( 6.1%)
input	(kcal/hr)	279 ( 5.4%)	290 ( 6.8%)	435 ( 5.0%)	578 ( 5.1%)
output	(kcal/hr)	4176 (81.4%)	3250 (76.8%)	7530 (87.2%)	10020 (88.5%)
loss	(kcal/hr)	675 (13.2%)	695 (16.4%)	670 ( 7.8%)	1470 (12.2%)
total	(kcal/hr)	155 ( 3.0%)	136 ( 3.2%)	277 ( 3.2%)	352 ( 2.9%)
input	(kcal/hr)	1381 (26.9%)	776 (18.3%)	5027 (58.2%)	5087 (42.2%)
output	(kcal/hr)	475 ( 9.3%)	491 (11.6%)	—	590 ( 4.9%)
loss	(kcal/hr)	224 ( 4.4%)	167 ( 3.9%)	318 ( 3.7%)	466 ( 3.9%)
total	(kcal/hr)	2061 (40.2%)	1788 (42.2%)	2322 (26.9%)	3905 (32.4%)
input	(kcal/hr)	600 (11.7%)	606 (14.3%)	531 ( 6.2%)	1271 (10.5%)
output	(total kcal/hr)	234 ( 4.5%)	271 ( 6.5%)	162 ( 1.8%)	397 ( 3.2%)
total	(kcal/hr)	5130 (100%)	4235 (100%)	8635 (100%)	12070 (100%)

\* based on the outer surface area.

実験結果の数値を実験条件とともに Table 1 に示す。

実験では主に蒸発速度に及ぼす空気の水蒸気含有量の影響、原料液の供給速度の影響、加熱媒体の流量の影響をしらべた。

一般に蒸発装置の実験結果は総括伝熱係数でまとめられている。しかし本装置ではカランドリア出口における飽和空気の温度と加熱された原料液の温度の差が小さいため ( $\Delta t=1.5\sim 20^{\circ}\text{C}$ ) 温度測定の見誤差が総括伝熱係数の算出に大きな誤差をひき起すおそれがあった。これは本実験のように多湿空気を熱源とする場合、その含有水蒸気の潜熱を有効に使用するには、カランドリア出口のガス温度をできるだけ低下させる必要があり、その点では水蒸気のみを熱源とする場合の、カランドリア出入口温度を同一として潜熱のみを利用する本来の方法とは本質的に操作が異ってきていることによる。

さらに沸騰をともなう蒸発装置の伝熱では原料液側の伝熱面での温度分布も非常に複雑であり、加えて多湿空気を熱源とする本実験では両者の温度勾配を伝熱量に対して直線的とする通常の方法による総括伝熱係数の算出は大きい危険をともなうことが予想される。

このような理由から実験結果はすべて蒸発速度に及ぼす操作条件の影響のかたちで整理したが、総括伝熱係数についても従来報告されている実験式を使用して若干の検討を試みた。なお蒸発速度の算出には加熱管の外径を基準にした伝熱面積を用いた。

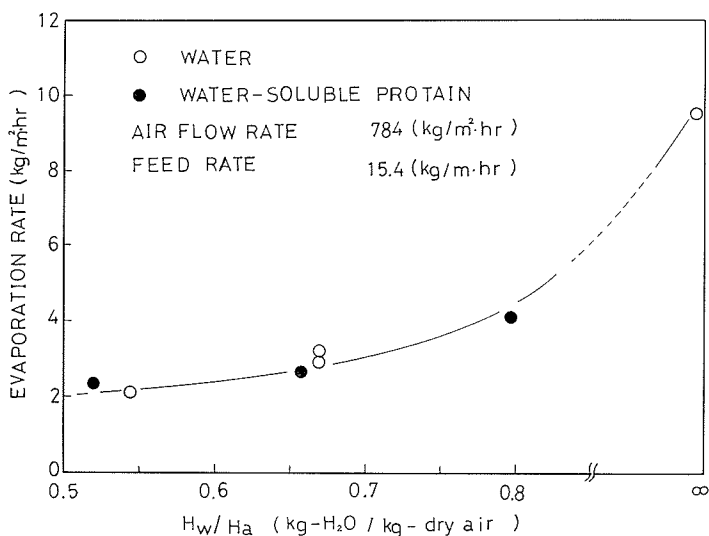


Fig. 5. Effect of absolute humidity of air on evaporation rate.

Fig. 5 には原料処理量および加熱媒体空気流量を一定に保った場合の空気の絶対湿度 ( $\text{kg H}_2\text{O}/\text{kg dry air}$ ) と蒸発速度の関係を示した。また同図には水蒸気のみを加熱媒体とした場合の結果も同時に比較して示した。この図から明らかなように空気流量が一定の条件下では絶対湿度の増加とともに蒸発速度が増加することが認められる。また水蒸気のみを加熱媒体とした場合の蒸発速度は絶対湿度が  $0.5\sim 0.8$  の空気を用いた場合の  $3\sim 5$  倍であることがわかる。これは後に示すように加熱管の表面で起る水蒸気の凝縮伝熱係数が非凝縮性ガスの空気の存在割合が小さいほど大きくなることによるもので、傾向としては周知である<sup>7,8)</sup>。すなわち Fig. 6 に水蒸気の含有割合 ( $H_w/H_a=0.80$ ) を一定に保ちながら、空気流量を変えた場合の蒸発速度と原料液の処理速度の関係を示したが、図から明らかなようにこの範囲の空気流量の変化は蒸発速度に殆んど影響

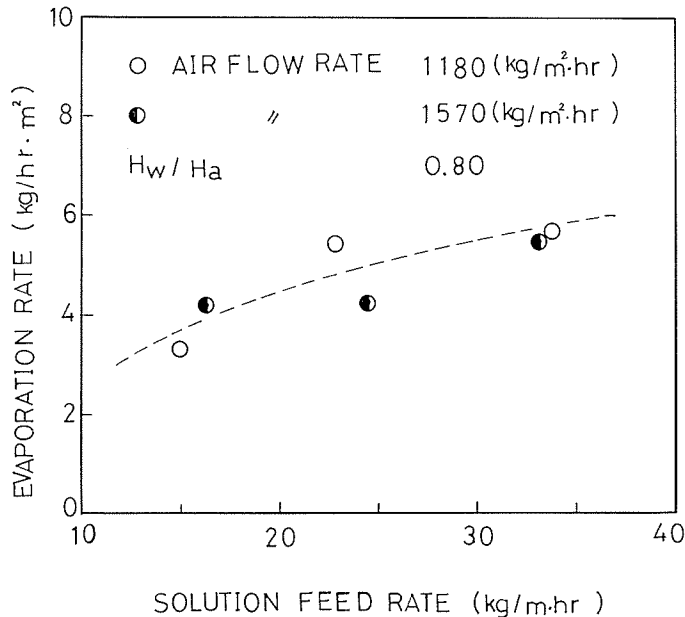


Fig. 6. Effect of solution feed rate on evaporation rate.

を与えないことが認められる。また原料液の処理速度が増加すると蒸発速度もやや増加する傾向が認められるが、これは Fig. 3 から明らかなように液流量の増加によって液膜の流速が増加する結果、加熱管内壁の液側の伝熱係数が大きくなるためと考えられる（沸騰を起さない条件下では  $h_w \propto Re^{0.5}$ <sup>9)</sup>）。なお本実験条件下での供給原液の蒸発率は加熱媒体が多湿空気の場合には 20～40%、水蒸気の場合には 50～70% であった。

Fig. 5 および Fig. 6 から明らかなように水蒸気のみを加熱媒体とした場合の本装置での蒸発速度は 10～20 [kg/m²·hr] であるが、遠心力で強制的に薄膜をつくっているセントリーサーム式蒸発装置では水蒸気加熱で 300～500 [kg/m²·hr] の蒸発速度を得ており<sup>2)</sup>、本装置でも原料液の加熱管への液分配をさらに工夫すれば、多湿空気熱源の場合の蒸発速度もさらに増大することが予測される。

最後にカランドリア内の伝熱係数について若干の検討を試みる。水蒸気の膜状凝縮が起きている加熱管外側の伝熱に関してはその伝熱係数は水蒸気中に存在する空気によって著しく低下することが報告されている<sup>8)</sup>。すなわち非凝縮性ガスの拡散現象が伝熱速度に重要な役割をすると考えられているが、その機構は不明であり<sup>10)</sup>、単に次の実験式が提出されている程度である<sup>8)</sup>。

$$h_s = (0.67) \left( \frac{k_f^3 \rho_f^2 g \Delta H}{L \mu_f \Delta T} \right)^{1/4} \left( \frac{1}{x} \right)^{0.11} \quad (11)$$

しかし、この式は空気の割合が 4% 以下の場合に適用できる式で、本実験のようにむしろ空気の方が多き場合には適用できないので、上式の空気の影響の補正項を除いた場合の伝熱係数を本実験条件の数値を代入して求めると  $h_s \approx 19000$  [kcal/m²·hr·°C] を得る。この値を杉山<sup>10)</sup> が報告している  $h_s$  に及ぼす空気の影響の結果を用いて補正すると  $h_s \approx 1000$  [kcal/m²·hr·°C] 程度に低下するものと推定される。

一方垂直液膜降下式の蒸発装置での管内液側の伝熱係数に関してはミルクの濃縮で得られた Keville<sup>9)</sup> の実験式が報告されているのでこれを用いて液側の伝熱係数  $h_w$  を計算する。

$$\frac{h_w D_i}{k_f} = 5.40 \times 10^{-6} (Re)^{0.5} (Pr)^{0.3} \left( \frac{PL}{\sigma} \right)^{0.9} \quad Re > 7000 \quad (12)$$

Eq. (12) に本実験条件の数値を代入して伝熱係数を求めると、 $h_w \simeq 2800$  [kcal/m<sup>2</sup>・hr・°C] ( $Re = 22000$ ) を得る。

これらの伝熱係数の値より本装置での総括伝熱係数は約 700 [kcal/m<sup>2</sup>・hr・°C] と推定されるが、これは伝熱面全部が液膜で完全に濡れている場合の値であるから、実際には本実験の伝熱係数はさらに低くなっているものと思われる。

蒸発装置内での伝熱に関しては主に沸騰伝熱を考えて総括伝熱係数を求める試みが種々なされているが<sup>11-14)</sup>、現象の複雑さのためまだ確立された式は提出されておらず、加熱管の長さや熱媒体との温度差の影響なども考慮して<sup>15)</sup>、個々の装置に関して実測されているのが現状である。

また Table 1 に示される加熱媒体中の水蒸気収支とカランドリアの熱収支はベンチスケールの実測値としてほぼ満足すべきものと考えられる。

#### 4. 総 括

本研究では蒸発工程の熱経済性をさらに高めることを目的として農産物磨砕濾液中の蛋白質の飼料用原料としての回収および排水処理問題の関連において、その濃縮用蒸発装置に乾燥装置から排出される湿度の高い加温空気を加熱媒体として利用した場合の蒸発装置の蒸発速度および伝熱係数について実験的検討をおこなった。その結果乾燥工程から排出される多湿空気を蒸発装置の加熱媒体として利用した場合の蒸発速度に及ぼす水蒸気含有率の影響、原料液供給速度の影響などを明らかにし、あわせて本蒸発装置における総括伝熱係数の推定も試みた。

なお最後に本実験において装置の運転に多大の御助力をいただいた柴田俊春助手ならびに研究生の山田龍男君に感謝の意を表する次第である。

#### 使 用 記 号

$D_i$ :	加熱管内径	[m]
$H_w/H_a$ :	空気の絶対湿度	[kg H <sub>2</sub> O/kg dry air]
$\Delta H$ :	凝縮潜熱	[kcal/kg]
$h_s$ :	凝縮水蒸気の伝熱係数	[kcal/m <sup>2</sup> ・hr・°C]
$h_w$ :	加熱管内側液膜の伝熱係数	[kcal/m <sup>2</sup> ・hr・°C]
$L$ :	加熱管長さ	[m]
$P$ :	圧 力	[Kg/m <sup>2</sup> ]
$r$ :	半径方向の距離	[m]
$R$ :	加熱管の半径	[m]
$\Delta T$ :	飽和蒸気温度と管壁との温度差	[°C]
$v$ :	液膜降下速度	[m/hr]
$x$ :	空気含有率	[—]
$y$ :	液膜の厚さ方向の距離	[m]
$z$ :	液膜の降下方向の距離	[m]
$Re$ :	レイノルズ数	[—]
$Pr$ :	プラントル数	[—]

$\Gamma$ :	原料液流量	[kg/m·hr]
$\delta$ :	液膜の厚さ	[m]
$\mu$ :	流体の粘度	[kg/m·hr]
$\rho$ :	流体の密度	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho$ :	流体の表面張力	[Kg/m]
$\tau$ :	流体の剪断応力	[kg/m·hr <sup>2</sup> ]

## 引用文献

- 1) 宮武 修：ケミカルエンジニアリング，15 (1970)，7，p. 13.
- 2) 今井忠弘：ケミカルエンジニアリング，14 (1969)，1，p. 34.
- 3) 青木秀郎：ケミカルエンジニアリング，14 (1969)，1，p. 37.
- 4) Bird, R. B., Stewart, W. E., Lightfoot, E. N.: "Transport Phenomena" (1960), p. 41, John Wiley.
- 5) 井上一郎他訳：“流れ学” (1974), p. 241, 培風館.
- 6) 化学工学協会編：“化学工学便覧” 第3版 (1968), p. 596 (丸善).
- 7) 早川豊彦, 川崎順二郎：化学工学，37 (1973)，4，p. 421.
- 8) Perry, J. H.: "Chem. Eng. Handbook" 4th Edition (1963), p. 11-34, McGraw-Hill.
- 9) Keville, J. F.: *Chem. Eng. Progr.*, 54 (1958) 10, p. 83.
- 10) 杉山幸男：“化学工業工学” (1969), p. 345, 地球出版.
- 11) 藤田重文・他：化学工学，36 (1972)，p. 760.
- 12) 小松芳雄：ケミカルエンジニアリング，10 (1965)，3，p. 20.
- 13) 内山 久：ケミカルエンジニアリング，10 (1965) 12, p. 6.
- 14) 戸崎康隆：ケミカルエンジニアリング，14 (1969)，1，p. 40.
- 15) 戸沢 滋, 小松芳雄：化学工学，24 (1960)，5，p. 298.