チーズホエーの逆浸透濃縮における装置設計要件 および操作条件の決定法†

福渡康夫*・田村吉隆*・溝田輝彦*・冨田 守*

荒木一晴**・小此木成夫**・松本耕一***

中島 篤****・佐藤幾郎****・稲垣孝二****

Theoretical Basis for Designing the Installations and Economizing the Operation of Reverse Osmosis Concentration of Cheese Whey

(Studies on Reverse Osmosis Concentration of Cheese Whey Part IV)

Yasuo FUKUWATARI*, Yoshitaka TAMURA*, Teruhiko MIZOTA*, Mamoru TOMITA*,
Kazuharu ARAKI**, Shigeo OKONOGI**, Kohichi MATSUMOTO***,
Atsushi NAKAJIMA****, Norio SATOH**** and Kohji INAGAKI****

* Nutritional Science Lab., Morinaga Milk Industry Co., Ltd.,
4-4-22, Meguro, Meguro-ku, Tokyo 153

** Food Research & Development Lab., Morinaga Milk Industry Co., Ltd.,
4-4-22, Meguro, Meguro-ku, Tokyo 153

*** Engineering Department, Morinaga Milk Industry Co., Ltd.,
5-33-1, Shiba, Minato-ku, Tokyo 108

**** Engineering Research Center, Morinaga Milk Industry Co., Ltd.,
4-515, Tatsuno, Higashiyamato-shi 189

Systematic mathematical model was featured for designing the installations and operational conditions in multi-stage feed and breed reverse osmosis (RO) in order to economize the cost for concentration of cheese whey under limiting stable volume flux ($J_{v \text{ lim}}$) without fouling. The total RO cost for removing one m^3 of permeate was divided into two terms; a changeable cost (C_θ) which varies depending upon flux level, and the other cost. Formulae to calculate the costs for RO operation were derived. Relationships among factors in RO operation were studied by introducing equations for membrane transport, concentration polarization and $J_{v \text{ lim}}$. The systematic mathematical model, which was also introduced in the present study, was applied to calculate C_θ from the values of concentration factor and the recirculation flow rate, and consequently this enabled to conceive the optimum plant design and operation mode which minimize the cost for RO by monitoring concentration factors and recirculation flow rates on every stage in RO operation. The minimum cost for RO was estimated regarding four typical experimental cases, in which the values of $J_{v \text{ lim}}$ had been determined, on concentration of cheese whey of 100 m^3 by three fold in 20 h by

† チーズホエーの逆浸透濃縮に関する研究 (第4報) (前報, 文献1), 2), 3))

* 森永乳業(株)栄養科学研究所 (〒153 東京都目黒区目黒4-4-22)

** 森永乳業(株)食品総合研究所 (〒153 東京都目黒区目黒4-4-22)

*** 森永乳業(株)エンジニアリング部 (〒108 東京都港区芝5-33-1)

**** 森永乳業(株)装置開発研究所 (〒189 東大和市立野4-515)

means of the three-stage feed and bleed RO plant equipped with plate-and-frame Arlamo-26 modules and a FL-190 membrane of 0.90 in salt rejection rate. The RO cost was minimized when the whey of pH 5.8 was concentrated at 40°C after standing for one hour at 50°C. The total cost for RO, to remove 1 m³ of the permeate, was estimated to be 1140 yen which was allotted to itemized costs of 4% for energy for high-pressure feed pump, 7% for energy for recirculation pump, 11% for membrane replacement, 13% for solids loss, 1% for waste water treatment, 2% for cleaning, 8% for the pretreatment of whey to adjust pH with CO₂, 16% for labour and 38% for depreciation and interest for investment. Changeable costs for the every stage were capable to be expressed as a function of recirculation flow rate, and then the values for recirculation flow rate and concentration factor, which were to minimize the total RO cost, were estimated by simplified computation. (Received Jul. 14, 1988)

著者らは、成分組成が複雑な多成分系高濃度溶液であるチーズホエーの逆浸透 (RO) 濃縮を解析する目的で、全溶質モル濃度、平均溶質透過係数および平均物質移動係数を用いた膜透過理論に基づく多成分系の輸送方程式と濃度分極式を導入した¹⁾。その結果、膜機能低下の少ないホエーの RO 濃縮を化学工学的に解析できること¹⁾²⁾、および諸濃縮条件を変数として膜ならびにモジュールの特性を表現できることを報告した²⁾。さらに前報³⁾において、輸送方程式の水透過係数を一定の定数として取り扱うことができるホエーの RO 濃縮条件について検討し、ファウリングを生じない限界安定体積透過流束 ($J_{v,lim}$) が存在すること、および $J_{v,lim}$ はモジュール循環流量の指数乗に比例することを報告した。

牛乳・乳製品を対象とした RO 濃縮法の研究が始められて以来、本法の経済的効果を蒸発法と比較検討した報告が数多く提出されている。これらの報告のほとんどは、実験結果に基づいて設備費、エネルギー費、膜交換費、洗浄費、人件費、処理量等の主要因子の費用を単に与えて濃縮費用を概算したものである。また一部の操作因子について数学モデルを導入して、濃縮費用あるいはエネルギー必要量等の計算を試みた報告が見受けられる⁴⁾⁶⁾。しかしながらこれらの報告は、濃縮総費用、装置設計要件および操作条件を理論的に決定するまでに至っていない。HIDDINK と WAAL⁷⁾ および WAAL と HIDDINK⁸⁾ は、RO 濃縮装置を設計する目的でホエーの RO 濃縮総費用に関わる操作因子を分析し、半実験的数学モデルに実験結果および与件を与えて濃縮総費用の最小値、装置設計要件および操作条件を計算した結果を初めて呈示した。

本報では、RO 濃縮の費用因子を解析して体積透過流束の多寡により変動する費用を RO に関わる諸因子の関数として表現し、多成分系の輸送方程式、濃度分極式および $J_{v,lim}$ を用いて最小の濃縮総費用を与える最適

装置設計要件および最適操作条件を理論的に決定する数学モデルを体系化したので、考察を加えてその解析方法を報告する。

実験方法

1. 逆浸透濃縮総費用を解析する数学モデル

(1) n 段循環式連続逆浸透装置における濃縮総費用

i) 総費用

透過液 1 m³ 当たりの濃縮総費用 C は、体積透過流束 J_v の多寡により変動しない費用 C_λ と、 J_v の多寡により変動する費用 C_θ からなる。

$$C = C_\lambda + C_\theta \quad (1)$$

なお、本報で使用する諸記号を、「補遺」の後にとりまとめて記載する。

ii) 体積透過流束の多寡により変動しない費用

C_λ は、供給ホエーの前処理費 C_p 、最終段の濃縮液排出に消費される高圧フィードポンプ動力費 $C_{f,pro}$ 、膜面積の多寡により変動しない設備部分の償却費 C_u および人件費 C_n の総計である。

$$C_\lambda = C_p + C_{f,pro} + C_u + C_n \quad (2)$$

C_p は、供給ホエー 1 m³ 当たりの前処理費を K_p およびホエーの最終容量濃縮倍率を $N_{(n)}$ として次式で表わされる。

$$C_p = K_p / (1 - 1/N_{(n)}) \quad (3)$$

$C_{f,pro}$ は、最終段の操作圧を $\Delta P_{(n)}$ 、電力単価を K_e および高圧フィードポンプの効率を η_f として次式で表わされる。

$$C_{f,pro} = K_e \cdot \Delta P_{(n)} / \{\eta_f \cdot N_{(n)} \cdot (1 - 1/N_{(n)})\} \quad (4)$$

C_u は、膜面積の多寡により変動しない設備部分の初期投資費用を K_u 、償却期間を G 、金利を年率 r 、年間稼働日数を D_u および 1 日のホエー処理量を Z として次式で表わされる。

$$C_u = K_u \left\{ 1 + \frac{r}{100} \cdot \frac{1}{2} (1+G) \right\} / (G \cdot D_u \cdot Z (1-1/N_{(n)})) \quad (5)$$

C_n は、1 時間当たりの人件費を K_n 、1 日当たりの作業時間を H_n として次式で表わされる。

$$C_n = K_n \cdot H_n / (Z (1-1/N_{(n)})) \quad (6)$$

iii) 体積透過流束の多寡により変動する費用 C_θ

n 段階連続 RO 装置の i 段目で分離される透過液 1 m^3 当たりの費用を $C_{\theta(i)}$ および供給ホエー（濃縮倍率 1, $N_{(0)} = 1$ とする）に対する i 段目の容量濃縮倍率を $N_{(i)}$ とすると、 C_θ は次式で表わされる。

$$C_\theta = \{1/(1-1/N_{(n)})\} \cdot \sum_{i=1}^n (1/N_{(i-1)} - 1/N_{(i)}) C_{\theta(i)} \quad (7)$$

$C_{\theta(i)}$ は、循環ポンプ動力費 $C_{r(i)}$ 、透過液を排出するための高圧フィードポンプ動力費 $C_{f \text{ perm}(i)}$ 、透過液への固形物損失費 $C_{t(i)}$ 、透過液を廃棄するための排水処理費 $C_{w(i)}$ 、膜モジュール、ポンプおよび配管などの洗浄費 $C_{e(i)}$ 、膜の交換費 $C_{m(i)}$ ならびに膜面積比例設備部分の償却費 $C_{s(i)}$ の総計である。

$$C_{\theta(i)} = C_{r(i)} + C_{f \text{ perm}(i)} + C_{t(i)} + C_{w(i)} + C_{e(i)} + C_{m(i)} + C_{s(i)} \quad (8)$$

$C_{r(i)}$ は、モジュール内循環流量 $Q_{(i)}$ に対する膜面積 1 m^2 当たりの圧力損失を $\Delta P_{m(i)}$ 、体積透過流束を $J_{v(i)}$ および循環ポンプの効率を η_r として次式で表わされる。

$$C_{r(i)} = K_e \cdot \Delta P_{m(i)} \cdot Q_{(i)} / (J_{v(i)} \cdot 3600 \cdot \eta_r) \quad (9)$$

$C_{f \text{ perm}(i)}$ は、操作圧を $\Delta P_{(i)}$ として次式で表わされる。

$$C_{f \text{ perm}(i)} = K_e \cdot \Delta P_{(i)} / \eta_f \quad (10)$$

$C_{t(i)}$ は、透過液に損失する固形物の単価を K_t 、透過溶質の平均溶質モル質量を $M_{3(i)}$ および透過液の全溶質濃度を $c_{3(i)}$ として次式で表わされる。

$$C_{t(i)} = K_t \cdot M_{3(i)} \cdot 10^3 \cdot c_{3(i)} \quad (11)$$

$C_{w(i)}$ は、透過溶質 1 モル当たりの生物化学的酸素消費量 (BOD) を $M_{BOD 3(i)}$ および BOD 1 kg 当たりの排水処理費を K_w として次式で表わされる。

$$C_{w(i)} = K_w \cdot M_{BOD 3(i)} \cdot 10^3 \cdot c_{3(i)} \quad (12)$$

$C_{e(i)}$ は、装置の内容積に比例し、1 回の洗浄が対象とする全透過液量に反比例する。膜 1 m^2 当たりのモジュール、ポンプおよび配管等の装置の内容積を V_h 、1 日当たりの濃縮時間を H_d 、内容積 1 m^3 当たりの洗浄単価を K_e および 1 日に 1 回洗浄するものとして、 $C_{e(i)}$

は次式で表わされる。

$$C_{e(i)} = K_e \cdot V_h / (J_{v(i)} \cdot 3600 \cdot H_d) \quad (13)$$

$C_{m(i)}$ は、 1 m^2 当たりの膜の価格を K_m および膜の寿命を L_m として次式で表わされる。

$$C_{m(i)} = K_m / (L_m \cdot D_u \cdot J_{v(i)} \cdot 3600 \cdot H_d) \quad (14)$$

$C_{s(i)}$ は、膜面積 1 m^2 当たりのモジュールおよびモジュールに付属する配管、ポンプ等の設備費を K_s として次式で表わされる。

$$C_{s(i)} = K_s \left\{ 1 + \frac{r}{100} \cdot \frac{1}{2} (1+G) \right\} / (G \cdot D_u \cdot J_{v(i)} \cdot 3600 \cdot H_d) \quad (15)$$

以上により、濃縮諸費用を求める諸式を RO に関わる諸因子の関数として表現した。

iv) 濃縮費用の計算に必要な因子について

目標とする $N_{(n)}$ および 1 日ホエー処理量 Z をまず設定する。与件として、年間稼働日数 D_u 、償却期間 G 、1 日当たり濃縮時間 H_d 、1 日当たり作業時間 H_n 、装置内容積 1 m^3 当たり洗浄単価 K_e 、電力単価 K_e 、 1 m^2 当たり膜単価 K_m 、1 時間当たり人件費 K_n 、供給ホエー 1 m^3 当たり前処理費 K_p 、膜面積 1 m^2 当たりのモジュールおよびモジュールに付属する配管・ポンプ等設備費 K_s 、透過液に損失する固形物単価 K_t 、膜面積の多寡により変動しない設備部分の初期投資費用 K_u 、BOD 1 kg 当たり排水処理費 K_w 、膜寿命 L_m 、年間金利 r 、高圧フィードポンプ効率 η_f および循環ポンプ効率 η_r を与える。実験により透過溶質の平均溶質モル質量 M_3 、透過溶質 1 モル当たり生物化学的酸素消費量 $M_{BOD 3}$ 、モジュール内循環流量 Q に対する膜面積 1 m^2 当たり圧力損失 ΔP_m 、および膜 1 m^2 当たりのモジュール・ポンプ・配管等装置内容積 V_h を求める。したがって RO 濃縮総費用を計算するのに必要な残された因子は、 i 段目の、透過液全溶質濃度 $c_{3(i)}$ 、体積透過流束 $J_{v(i)}$ 、容量濃縮倍率 $N_{(i)}$ 、操作圧 $\Delta P_{(i)}$ およびモジュール内循環流量 $Q_{(i)}$ の 5 つとなる。しかしながら限界安定体積透過流束 $J_{v \text{ lim}}$ を用いて濃縮する場合には、 $N_{(i)}$ と $Q_{(i)}$ を与えれば「次項 (2)」に示す手順で $c_{3(i)}$ 、 $J_{v(i)}$ 、 $\Delta P_{(i)}$ を定められるので、「前項 iii)」の方法で C_θ を求めることができる。したがって任意の $N_{(i)}$ と $Q_{(i)}$ の組合せを種々与えて C_θ を計算して検索することにより、 C_θ が最小となる装置要件および操作条件を定めることが可能である。

(2) 限界安定体積透過流束で濃縮する場合の $c_{3(i)}$ 、 $J_{v(i)}$ 、 $N_{(i)}$ 、 $\Delta P_{(i)}$ および $Q_{(i)}$ の関係

i) $J_{v(i)}$ と $c_{3(i)}$ の求め方

計算の取り扱い上, n 段循環式連続 RO 装置の各段のモジュールは, 微小膜モジュールを並列に組むものと仮定する. 供給ホエーの全溶質濃度を $c_{(0)}$, 供給ホエーに対する各段の容量濃縮倍率を $N_{(i)}$ ($i=1, \dots, n$) とする. 供給ホエー 1 m^3 当たりの i 段目の透過溶質量 $L_{s(i)}$ は Eq. (16) で表わされるので, i 段目の循環ホエーの全溶質濃度 $c_{1(i)}$ は Eq. (17) で表わされる. この時の $J_{v(i)}$ を $J_{v \text{ lim}(i)}$ とすると, 前報³⁾の $J_{v \text{ lim}}$ と限界膜面全溶質濃度 $c_{2 \text{ lim}}$ の関係式より $J_{v \text{ lim}(i)}$ は $c_{1(i)}$ と $Q_{(i)}$ の関数として Eq. (18) で表わされる. 平均溶質透過係数 $(D_{AM}/K\delta)_{m(i)}$ を $B_{(i)}$, 平均物質移動係数を $k_{m(i)}$ として, $\exp(J_{v(i)}/k_{m(i)}) = E_{(i)}$, $B_{(i)} \cdot E_{(i)} = E_{(i)}$ とおけば, $c_{3(i)}$ は Eq. (19) で表わされる (「結果および考察」の後に記載する「補遺」参照).

$$L_{s(i)} = c_{3(i)} (1/N_{(i-1)} - 1/N_{(i)}) \quad (16)$$

$$c_{1(i)} = N_{(i)} (c_{(0)} - \sum_{j=1}^i L_{s(j)}) \quad (17)$$

$$J_{v(i)} = J_{v \text{ lim}(i)} = f(c_{1(i)}, Q_{(i)}) \quad (18)$$

$$c_{3(i)} = c_{1(i)} \cdot E_{(i)} / (J_{v(i)} + E_{(i)}) \quad (19)$$

Eq. (18), 膜モジュールの特性値²⁾である $(D_{AM}/K\delta)_m$ および k_m , 各段の $N_{(i)}$ と $Q_{(i)}$ を Eqs. (16) ~ (19) に与えれば, 1 段目から n 段目までの $J_{v(i)}$ および $c_{3(i)}$ を定めることができる. ただし Eq. (16) における $c_{3(i)}$ は Eq. (19) により得られるため, まず $c_{3(i)} = 0$ として Eqs. (16) ~ (19) の順に解く. 得られた $c_{3(i)}$ を Eq. (16) に代入して再び解くという手順を, 一定の $c_{3(i)}$ が得られるまで繰り返して, $c_{3(i)}$, $J_{v(i)}$ および $c_{1(i)}$ を得る. また $\sum L_{s(i)}$ 項があるため, これらの計算は 1 段目から順次実施される必要がある.

ii) $\Delta P_{(i)}$ の求め方

供給ホエーの平均溶質モル質量 $M_{(0)}$, 溶質の密度を $\rho_{s(0)}$ とし, i 段目の透過溶質の密度を $\rho_{s3(i)}$ とすると, モジュール内循環ホエーの平均溶質モル質量 $M_{1(i)}$ は Eq. (20) で, および溶質の密度 $\rho_{s1(i)}$ は Eq. (21) で表わされる. 高圧側膜面上の濃度境界層の全溶質モル濃度 $c_{2(i)}$ は Eq. (22) で, その水 1 m^3 当たりの全溶質モル濃度 $m'_{2(i)}$ は Eq. (23) で表わされる. したがって, $\Delta P_{(i)}$ は Eq. (24) で求められる (「補遺」参照).

$$M_{1(i)} = \frac{c_{(0)} \cdot M_{(0)} - \sum_{j=1}^i L_{s(j)} \cdot M_{3(j)}}{c_{(0)} - \sum_{j=1}^i L_{s(j)}} \quad (20)$$

$$\rho_{s1(i)} = \frac{c_{(0)} \cdot M_{(0)} - \sum_{j=1}^i L_{s(j)} \cdot M_{3(j)}}{\frac{c_{(0)} \cdot M_{(0)}}{\rho_{s(0)}} - \sum_{j=1}^i \frac{L_{s(j)} \cdot M_{3(j)}}{\rho_{s3(j)}}} \quad (21)$$

$$c_{2(i)} = c_{1(i)} \cdot E_{(i)} (J_{v(i)} + B_{(i)}) / (J_{v(i)} + E_{(i)}) \quad (22)$$

$$m'_{2(i)} = c_{2(i)} / (1 - c_{2(i)} \cdot M_{1(i)} \cdot 10^3 / \rho_{s1(i)}) \quad (23)$$

$$\Delta P_{(i)} = J_{v(i)} / A + R \cdot T (m'_{2(i)} - c_{3(i)}) \quad (24)$$

ただし, A は水透過係数, R はガス定数および T は絶対温度である.

以上により, 輸送方程式, 濃度分極式, $J_{v \text{ lim}}$ と Q の関数を用いて, RO に関わる諸因子間の関係を表現し, C_θ および C を得る数学モデルを体系化した.

(3) 単価および与件

濃縮費用計算のために用いた単価および与件を以下に示す.

i) 単価

装置内容積 1 m^3 当たり洗浄費 K_c , $3940 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$ -volume; 電力費 K_e , $6.25 \text{ ¥} \cdot \text{MJ}^{-2}$; 1 m^2 当たり膜費 K_m , $30000 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-2}$; 1 時間当たり人件費 K_n , $3000 \text{ ¥} \cdot \text{h}^{-1}$; 供給ホエー 1 m^3 当たり前処理費 K_p , $60 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$; 膜面積 1 m^2 当たりのモジュールおよびモジュールに付属する配管・ポンプ等設備費 K_s , $200000 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-2}$; 透過液に損失する固形物費 K_t , $100 \text{ ¥} \cdot \text{kg}^{-1}$; 膜面積の多寡により変動しない設備部分の初期投資費用 K_u , $10000000 \text{ ¥} \cdot \text{plant}^{-1}$; BOD 1 kg 当たり排水処理費 K_w , $40 \text{ ¥} \cdot \text{kg}^{-1}$ とした.

ただし K_c は, 膜モジュール, ポンプおよび配管部の内容積 1 m^3 当たりの洗剤費 K_{cd} , 用水費 K_{cw} , 蒸気費 K_{cs} および洗浄時のポンプ動力費 K_{cp} の合計である. K_{cd} は, 0.5% セスキ炭酸ソーダ ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) および 0.5% 硝酸で洗浄したので, セスキ炭酸ソーダを $180 \text{ ¥} \cdot \text{kg}^{-1}$ および 60% 精製硝酸を $140 \text{ ¥} \cdot \text{kg}^{-1}$ として, $2070 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$ -volume であった. K_{cw} は, 薬剤の溶解および装置のすすぎに内容積の 8 倍量の水を用いるものとし, 水の単価を $100 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$ とすると, $800 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$ -volume であった. K_{cs} は, 上記のアルカリ洗剤液および酸洗剤液をそれぞれ 40°C 昇温する熱量 $335 \text{ MJ} \cdot \text{m}^{-3}$ -volume の費用で, 蒸気単価を $1.8 \text{ ¥} \cdot \text{MJ}^{-1}$ として, $603 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$ -volume であった. K_{cp} は, ポンプ効率 0.4 のポンプを用いて 0.3 MPa の圧力損失で, CIP の洗剤液および水の循環

を合計で内容積の 100 倍相当行くと $75 \text{ MJ} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{volume}$ で、 $469 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{volume}$ であった。これらを合計すると、 K_c は $3940 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{volume}$ であった。

また K_p は、本報のケーススタディにおいて炭酸ガスでホエーの pH を 6.4 から 5.8 に調整した費用で、 $100 \text{ ¥} \cdot \text{kg}^{-1}$ の炭酸ガスを供給ホエー 1 m^3 当たり 0.6 kg 要したので、 $60 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3}$ であった。

ii) 与件

年間稼動日数 D_u , $250 \text{ days} \cdot \text{year}^{-1}$; 償却期間 G , 7 years ; 1 日当たり濃縮時間 H_d , $20 \text{ h} \cdot \text{day}^{-1}$; 1 日当たり作業時間 H_n , $4 \text{ h} \cdot \text{day}^{-1}$; 膜寿命 L_m , 2 years ; 年間金利 r , $10\% \cdot \text{year}^{-1}$; 高压フィードポンプ効率 η_f , 0.75 ; 循環ポンプ効率 η_r , 0.40 とした。

2. チーズホエー²⁾

pH 6.4 のホエー: チェダーチーズ製造時に副生する原ホエーを、 75°C 15 秒間加熱殺菌後冷却して実験に供した。

pH 5.8 のホエー: pH 6.4 の殺菌冷却ホエーに塩酸を添加して pH を調整した。

3. 逆浸透膜²⁾

帝人エンジニアリング(株)が試作した、食塩阻止率 0.90 の平膜型ポリベンツイミダゾロン (PBIL) 膜 FL-190 を使用した。新 PBIL 膜の使用に先立ち、膜の安定化処理を行った。

4. 実験装置

Arla 社製の平面膜型 Arlamo-26 モジュール (総有効膜面積 1.98 m^2) を用いた、既報¹⁾ 記載の回分式装置を使用した。モジュールの圧力損失を測定する際に、ドレインネットの影響を観察する目的で、RO 膜裏面と支持板の間にドレインネットを装着した²⁾。

FL-190 膜およびドレインネットを装着した本装置の膜モジュールの水透過係数 A 、平均溶質透過係数 $(D_{AM}/K\delta)_m$ および平均物質移動係数 k_m は、既報²⁾ のファウリングが小さいホエーの RO 濃縮条件下において、それぞれ Eqs. (25), (26), (27) で表現された。

$$A = 3.5 \times 10^{-6} \cdot \exp \{0.030 (T - 283)\} \quad (25)$$

$$(D_{AM}/K\delta)_m = 1.2 \times 10^{-7} \cdot \exp \{0.018 (T - 283)\} \quad (26)$$

$$k_m = 1.83 \times 10^{-5} \{T / \exp (2.05 \times 10^3 / T)\}^{2/3} \cdot Q^{1/3} \quad (27)$$

本装置の膜面積 1 m^2 当たりのモジュールおよびポンプ・配管の内容積は、それぞれ $2 \times 10^{-3} \text{ m}^3$ および $1 \times 10^{-3} \text{ m}^3$ であった。

5. 実験方法

(1) 膜モジュールの圧力損失の測定

ドレインネットを装着しない回分式装置により、水および全溶質モル濃度 $c_{(0)} = 0.258, 0.535, 0.790$ および $1.090 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ のホエーを、温度 $10 \sim 40^\circ\text{C}$, $Q = 0.45 \sim 1.8 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ および $\Delta P = 1 \text{ MPa}$ 以下で通液し、モジュールの ΔP_m を測定した。

さらにドレインネットを装着した同装置を用いて水を、 20°C および $Q = 0.47 \sim 2.0 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ で通液し、 ΔP_m を測定した。

(2) 平均透過溶質モル質量および透過溶質モル当たり生物化学的酸素消費量の測定

ホエー 300 kg をドレインネット無装着の回分式装置により $Q = 0.9 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, $\Delta P = 3.9 \text{ MPa}$, 温度 10°C , 25°C および 40°C で濃縮し、透過液の M_3 , 全固形物濃度 s_3 および BOD を測定した。ホエーの pH を、 10°C では 6.4, 25°C および 40°C では塩酸を添加して 5.8 とした。採取試料は既報²⁾ の実験番号 2, 6 および 7 に同一である。

(3) 供給ホエーおよび透過液の全固形物密度の求め方

供給ホエーの密度を $\rho_{s \text{ in}(0)}$, 水の密度 ρ_w , 全固形物密度を $\rho_{s(0)}$ として、 $\rho_{s(0)}$ を Eq. (28) により求めた。

$$\rho_s = s / \{100 / \rho_{s \text{ in}} - (100 - s) / \rho_w\} \quad (28)$$

透過液全固形物濃度が非常に希薄なので、透過液の全固形物密度 ρ_{s3} を Eq. (28) で求めるのは困難であった。したがって、前項記載の透過液の全固形物の主要成分である乳糖、灰分および蛋白質濃度を測定し、各成分の密度 $1.65 \times 10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, $3.00 \times 10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ および $1.45 \times 10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ を用いて ρ_{s3} を求めた⁹⁾。

(4) その他の測定方法

重量溶質モル濃度 m は凝固点降下法の原理に基づく浸透圧計、溶液の密度 $\rho_{s \text{ in}}$ は牛乳比重計、BOD は JIS K 0102 工場排水試験法、全固形物 s は直接乾燥法、乳糖はガスクロマトグラフィー、灰分は乾式灰化法および蛋白質はケルダール法により測定した。なお本報では、 $\rho_w = 1.000 \times 10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ とし m と m' を同値とみなして取り扱った。また透過液の含窒素成分は、低分子の窒素化合物が主成分と推定されたが、係数 6.38 を乗じて蛋白質量として取り扱った。

実験結果および考察

1. 測定結果

(1) モジュールの圧力損失

ドレインネットの ΔP_m に及ぼす影響について水を

用いて比較したところ、ネットの有無の影響は認められなかった。

ドレインネット無装着の膜モジュールで水およびホエーを通液した時の Reynolds 数と摩擦係数の関係を既報²⁾に示した。それらの結果を ΔP_m と Q について作図すると、本モジュールの膜 1 m^2 当たりの ΔP_m は Eq. (29) で表わされ、定数 g および指数 h はそれぞれ Eqs. (30), (31) で表わされた。

$$\Delta P_m = g \cdot Q^h \quad (29)$$

$$g = \exp \{-2.6 + (2.84 - 8.6 \times 10^{-3} \cdot T) \cdot c_1^2\} \quad (30)$$

$$h = 2 - c_1 \cdot \exp(5.52 - 2.2 \times 10^{-2} \cdot T) \quad (31)$$

(2) 透過溶質モル質量と透過溶質モル当たり BOD

pH 6.4 のホエーを 10°C で、pH 5.8 のホエーを 25°C および 40°C でそれぞれ重量濃縮倍率 (CF) 3 倍まで回分濃縮した時の、透過液の c_3 と全固形物量の関係を Fig. 1 に、 c_3 と BOD 量の関係を Fig. 2 に示した。

M_3 および M_{BOD3} は、操作温度、pH および CF の影響を受けず、それぞれ $0.055\text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1}$ および $0.011\text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1}$ であった。

(3) 供給ホエーおよび透過液の全固形物密度

既報¹⁾に報告した供給ホエーの $s_{(0)} = 6.09\%$ 、 $\rho_{s(0)} = 1.025 \times 10^3\text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ と Eq. (28) より、 $\rho_{s(0)} = 1.67 \times 10^3\text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ が得られた。

前項の $CF=3$ の各透過液の s_3 、蛋白質、乳糖および灰分の測定値を Table 1 に示した。

乳糖、灰分および s_3 の測定値を用いた各成分の s_3 に占める重量百分率の平均値は、蛋白質 17%、乳糖 34% および灰分 49% であった。その結果、「実験方法 5-(3)」の方法により、 $\rho_{s3} = 2.05 \times 10^3\text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ が得られた。

(4) 溶質濃度と限界安定体積透過流束の関係

ホエーの $J_{v,lim}$ は循環ホエーの c_1 の上昇に伴って低

Fig. 1 Relationship between molar concentration and solid concentration in a permeate up to concentration factor (CF) of 3

Fig. 2 Relationship between molar concentration and biochemical oxygen demand in a permeate up to concentration factor (CF) of 3

Table 1 Composition of permeates at concentration factor (CF) of three

Experimental conditions*		Components			
Temperature [°C]	pH [-]	Total solids	Protein** [%]	Lactose	Ash
10	6.4	0.34	0.09	0.13	0.17
25	5.8	0.33	0.08	0.10	0.18
40	5.8	0.38	0.09	0.13	0.16

* Other conditions: same as those in Fig. 2.

** Nitrogen $\times 6.38$.

下し、かつ濃縮操作条件によって変化することを前報³⁾で報告した。本報では前報の $J_{v\lim}$ 値を用いて以後のケーススタディを解析する目的で、ホエーを前処理しないで直ちに RO する場合 (ケース ① および ②), J_v を高めるために加熱前処理をする場合 (ケース ③), およびさらに J_v を高めるために pH 調整と加熱前処理を組み合わせる場合 (ケース ④) の、4 つのケースの $J_{v\lim}$ と c_1 の関係を求めた。ただしホエーの pH 調整には、炭酸ガスと塩酸が等しく $J_{v\lim}$ に影響したので、乾燥後のホエー粉末組成および pH に及ぼす影響の少ない炭酸ガスを使用するものとした。

ケース①: pH 6.4 のホエーを 10°C で濃縮する。

ケース②: pH 6.4 のホエーを 40°C に昇温して直ちに濃縮する。

ケース③: pH 6.4 のホエーを 50°C で 1 時間保持後、40°C に降温して直ちに濃縮する。

ケース④: 炭酸ガスで pH 5.8 としたホエーを 50°C で 1 時間保持後、40°C に降温して直ちに濃縮する。

濃縮諸操作条件のうちの Q のみが変化する場合、 $J_{v\lim}$ と k_m の間に Eq. (32) の関係が成立する³⁾。

$$J_{v\lim}/k_m = \text{constant} \quad (32)$$

また、 Q のみが変化する場合の k_m と Q の関係は、Eq. (27) より q を定数および β を指数として Eq. (33) で表わされる。

$$k_m = q \cdot Q^\beta \quad (33)$$

したがって、 $J_{v\lim}$ は α を定数として次式で表わされる。

$$J_{v\lim} = \alpha \cdot Q^\beta \quad (34)$$

前報³⁾に報告した $J_{v\lim}$ と c_1 の関係から、 $\beta=1/3$ として各ケースの α と c_1 の関係を求めて Eqs. (35) ~ (38) に示した。

$$\text{ケース①: } \alpha = (5.44 - 3.26 \cdot c_1^2) \times 10^{-6} \quad (35)$$

$$\text{ケース②: } \alpha = (3.39 - 2.96 \cdot c_1) \times 10^{-6} \quad (36)$$

$$\text{ケース③: } \alpha = (6.72 - 4.63 \cdot c_1^2) \times 10^{-6} \quad (37)$$

$$\text{ケース④: } \alpha = (8.23 - 5.78 \cdot c_1^2) \times 10^{-6} \quad (38)$$

したがって Eq. (18) は、例えばケース ① においては Eq. (39) で表わされた。

$$J_{v\lim} = (5.44 - 3.26 \cdot c_1^2) \times 10^{-6} \cdot Q^{1/3} \quad (39)$$

以上により、Eq. (18)、すなわち $J_{v\lim}$ を c_1 と Q の関数で表現することができた。

なお、 $J_{v\lim}$ で操作する時は、 $\exp(J_v/k_m) = E$ とした式は、Eqs. (33), (34) より $\exp(\alpha/q) = E$ となり、 $J_{v\lim}$ および Q の影響を受けない定数として取り

扱うことができる。 q は Eqs. (27), (33) より 10°C で操作するケース ① では 6.3×10^{-6} 、40°C で操作するケース ②, ③ および ④ では 1.07×10^{-5} であった。

2. 濃縮総費用が最小となる最適装置設計要件および最適操作条件

(1) 体積透過流束の多寡により変動する費用 C_θ が最小となる条件とその最小値

3 段階連続 RO 装置で $c_{(0)} = 0.264 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ 、 $M_{(0)} = 0.235 \text{ kg} \cdot \text{mol}^{-1}$ の供給ホエーを $N_{(3)} = 3$ に濃縮するものとする。「実験方法 1-(1)-iv)」の方法に $N_{(1)}$ と $Q_{(1)}$ および $N_{(2)}$ と $Q_{(2)}$ を与えて、 $C_{\theta(1)}$ および $C_{\theta(2)}$ がそれぞれ最小となる $Q_{(1)}$ および $Q_{(2)}$ を検索して求め、 C_θ を Eq. (7) により計算した。 C_θ は $N_{(1)}$ と $N_{(2)}$ の与え方で種々の値が得られるので、 C_θ の最小値を与える $N_{(1)}$ と $N_{(2)}$ の組合せを下記の条件範囲で検索した

$$1 < N_{(1)} < N_{(2)} < 3$$

各ケース毎に得られた C_θ の最小値 $C_{\theta\min}$ と、その時の $N_{(1)}$ 、 $Q_{(1)}$ 、 $J_{v(1)}$ 、 $\Delta P_{(1)}$ 等の最適条件を Table 2 に示した。

$C_{\theta\min}$ は、ケース ①, ②, ③ および ④ の順に 980, 2210, 857 および 731 $\text{¥} \cdot \text{m}^{-3}\text{-permeate}$ となり、ケース ④ が最小の費用を示した。

(2) 体積透過流束の多寡により変動しない濃縮費用 C_λ について

C_λ の内訳は、供給ホエー前処理費 C_p 、最終段の濃縮液排出に消費される高圧フィードポンプ動力費 $C_{f\text{pro}}$ 、膜面積の多寡により変動しない設備部分の償却費 C_u 、人件費 C_n で、前二者は 1 日ホエー処理量 Z の多寡により変化しないが、後二者は反比例する。

$Z = 100 \text{ m}^3$ の供給ホエーを 3 倍濃縮するものとして、Eqs. (2) ~ (6) により C_λ を求めた。ただし $C_{f\text{pro}}$ については、Table 2 の $\Delta P_{(3)}$ を用いて Eq. (4) により求めた。求めた C_λ およびその内訳を Table 3 に示した。 C_λ はケース順にそれぞれ 320, 309, 315 および 407 $\text{¥} \cdot \text{m}^{-3}\text{-permeate}$ であった。

(3) 最小濃縮総費用 $C_{\min}$

C_λ と $C_{\theta\min}$ を加えた $C_{\min}$ を、各費用の内訳とともに Table 3 に示した。Table 3 より明らかなように $C_{\min}$ は、ケース順にそれぞれ 1300, 2520, 1170 および 1140 $\text{¥} \cdot \text{m}^{-3}\text{-permeate}$ となり、ケース ④ が最も安価であった。 $Z = 100 \text{ m}^3$ とした時の各ケースの必要膜面積 $S_{(i)}$ を、1 日当たり濃縮時間を H_d として Eq. (40) により求めて Table 4 に示した。

Table 2 Calculated results of minimum total changeable cost ($C_{\theta \min}$) accompanied with volume flux level and optimum operating conditions in 3-stage continuous RO concentration up to three fold under limiting stable volume flux in four cases

Item	Stage number	Case number				
		①	②	③	④	
Processing conditions* pH of feed whey Preheat treatment before RO Temperature of RO		6.4 non 10℃	6.4 non 40℃	6.4 50℃, 1h 40℃	5.8 50℃, 1h 40℃	
$C_{\theta \min}$	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$	980	2 207	857	731	
$C_{\theta(i) \min}$	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$	1st	868	1 820	742	630
		2nd	1 017	2 340	895	765
		3rd	1 268	3 187	1 156	993
$N_{(i)}$	$[\text{vol} \cdot \text{vol}^{-1}]$	1st	1.55	1.55	1.55	1.55
		2nd	2.24	2.24	2.25	2.25
		3rd	3.00	3.00	3.00	3.00
$Q_{(i)}$	$[\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}]$	1st	1.14	1.13	1.16	1.17
		2nd	1.15	1.13	1.18	1.19
		3rd	1.14	1.13	1.19	1.20
$\Delta P_{m(i)}$	$[\text{MPa} \cdot \text{m}^{-2}]$	1st	0.100	0.095	0.100	0.102
		2nd	0.107	0.098	0.106	0.107
		3rd	0.115	0.099	0.110	0.112
$c_{1(i)}$	$[\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}]$	1st	0.399	0.388	0.397	0.398
		2nd	0.564	0.534	0.562	0.565
		3rd	0.741	0.682	0.734	0.739
$c_{3(i)}$	$[\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}]$	1st	0.019 3	0.038 2	0.021 5	0.020 0
		2nd	0.028 0	0.061 1	0.032 1	0.029 6
		3rd	0.039 4	0.096 2	0.046 9	0.042 7
$M_{1(i)}$	$[\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}]$	1st	0.240	0.245	0.240	0.240
		2nd	0.244	0.254	0.245	0.244
		3rd	0.247	0.264	0.249	0.248
$\rho_{s1(i)}$	$[\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}]$	1st	1 668	1 666	1 668	1 668
		2nd	1 667	1 663	1 666	1 666
		3rd	1 665	1 660	1 665	1 665
$J_{\theta(i)}$	$[\times 10^{-6} \text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}]$	1st	5.14	2.33	6.29	7.70
		2nd	4.61	1.89	5.55	6.77
		3rd	3.81	1.43	4.48	5.39
$\Delta P_{(i)}$	$[\text{MPa}]$	1st	3.69	1.48	2.63	3.09
		2nd	4.36	1.85	3.26	3.76
		3rd	4.76	2.17	3.70	4.17

* Other processing conditions : membrane, FL-190 with drain net ; $c_{(0)}$ 0.264 kmol · m⁻³ ; $M_{(0)}$, 0.235 kg · mol⁻¹ ; A , $(D_{AM}/K\delta)_m$ and k_m were represented by Eqs. (25), (26) and (27).

Table 3. Minimum total costs (C_{min}) and their details of 4 cases to concentrate 100 m³ of cheese whey up to three fold for 20 h under optimum operating conditions

Item	Case number*			
	①	②	③	④
	[¥·m ⁻³ -permeate] ([%])			
C_{min}	1 300 (100.0)	2 516 (100.0)	1 172 (100.0)	1 138 (100.0)
C_A	320	309	315	407
C_p	—	—	—	90 (7.9)
C_{fpro}	20 (1.5)	9 (0.4)	15 (1.3)	17 (1.5)
C_u	120 (9.2)	120 (4.8)	120 (10.2)	120 (10.5)
C_n	180 (13.8)	180 (7.2)	180 (15.4)	180 (15.8)
$C_{\theta min}$	980	2 207	857	731
C_r^{**}	111 (8.6)	240 (9.5)	93 (7.9)	78 (6.9)
C_{fperm}^{**}	34 (2.6)	14 (0.6)	25 (2.1)	29 (2.5)
C_t^{**}	139 (10.7)	302 (12.0)	159 (13.6)	147 (12.9)
C_w^{**}	11 (0.9)	24 (1.0)	13 (1.1)	12 (1.1)
C_c^{**}	35 (2.7)	83 (3.3)	29 (2.5)	24 (2.1)
C_m^{**}	177 (13.6)	421 (16.7)	147 (12.5)	120 (10.6)
C_s^{**}	473 (36.4)	1 123 (44.5)	391 (33.4)	321 (28.2)

* Processing conditions : same as those in Table 2.

** Items were averaged as following equation.

$$C_r = N_{(n)} / (N_{(n)} - 1) \sum_{i=1}^n (1/N_{(i-1)} - 1/N_{(i)}) C_{r(i)}$$

For example in case④ : $C_{r(1)}$, 67; $C_{r(2)}$, 82; $C_{r(3)}$, 108 [¥·m⁻³-permeate]Table 4 Required membrane area for each case to concentrate 100 m³ of cheese whey up to concentration factor (N) of 3 for 20 h under optimum operating conditions

Stage number	Case number*			
	①	②	③	④
	[m ²]			
1st	95.9	221.5	78.4	64.0
2nd	59.8	146.3	50.2	41.2
3rd	41.2	110.0	34.5	28.6
Total	196.9	467.8	163.1	133.8

* Processing conditions : same as those in Table 2.

$$S_{(i)} = Z (1/N_{(i-1)} - 1/N_{(i)}) / (J_{v(i)} \cdot H_d \cdot 3600) \quad (40)$$

(4) 最小濃縮総費用を与える最適装置設計要件と最適操作条件

i) 最適装置設計要件

3 段階連続 RO 装置を用いて、濃縮総費用 C が最小であったケース ④ の条件で 100 m³ の供給ホエーを 20 時間で 3 倍濃縮するには、Table 4 より 1, 2 および 3 段目の膜面積をそれぞれ 64.0, 41.2 および 28.6 m² とし、Table 2 より各段のモジュール内循環流量をそれぞれ 1.17, 1.19 および 1.20 m³·h⁻¹ とする循環ポンプを、さらに各段の操作圧を順次 3.09, 3.76 および 4.17 MPa に昇圧できる高圧フィードポンプを設備すればよいことが判明した。

ii) 最適操作条件

ケース ④ の条件すなわち供給ホエーを炭酸ガスで pH 5.8 として 50°C 1 時間保持後 40°C で RO 装置に供給し、前項に示した $Q_{(i)}$ および $\Delta P_{(i)}$ を維持して RO 濃縮すれば、Table 2 より、 $J_{v(i)}$ は 1, 2 および 3 段の順にそれぞれ 7.70×10^{-6} , 6.77×10^{-6} および 5.39×10^{-6} m³·m⁻²·s⁻¹ となった。また各段のモジュール内循環ホエーの $c_{l(i)}$ は、順に 0.398, 0.565 および 0.739 kmol·m⁻³ となった。

なお、全固形物濃度 s と c の関係は Eq. (41) で、

また容量濃縮倍率 N と重量濃縮倍率 CF の関係は $\rho_{sin(0)}$ と $\rho_{sin 3}$ を用いて Eq. (42) で表わされる。 ρ_{sin} に関しては、Eq. (28) より Eq. (43) で表わされる。

$$s = 100 / \{ \rho_w / (c \cdot M \cdot 10^3) - \rho_w / \rho_s + 1 \} \quad (41)$$

$$CF = 1 / \{ 1 - (1 - 1/N) \cdot 10^6 / (\rho_{sin 3} \cdot \rho_{sin(0)}) \} \quad (42)$$

$$\rho_{sin} = 100 / \{ s / \rho_s + (100 - s) / \rho_w \} \quad (43)$$

したがって Table 2 より、ケース④の最終濃縮ホエーの固形物濃度は 17.1%， CF は $\rho_{sin 3} = 1.000 \times 10^3 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ として 2.86 倍となった。

(5) 費用の内訳と電力消費量

Table 3 に示したごとく、ホエーの RO 濃縮においては高圧フィードポンプ動力費 ($C_{f \text{ pro}} + C_{f \text{ perm}}$) の占める割合は、1~4% と非常に小さく、人件費 C_n と設備償却費 ($C_u + C_s$) を加えた固定費が半分以上を占めることが判明した。

ホエーの RO 濃縮に要する電力費を高圧フィードポンプ電力費 ($C_{f \text{ perm}} + C_{f \text{ pro}}$)、循環ポンプ動力費 C_r および装置内容積 1 m^3 当たりの洗浄時ポンプ動力費 K_{cp} に限定すると、透過液 1 m^3 当たりの電力消費量は、ケースの順にそれぞれ、27.1 MJ (7.52 kWh)，43.7 MJ (12.1 kWh)，21.8 MJ (6.07 kWh) および 20.3 MJ (5.64 kWh) となり、総費用に占める電力費はそれぞれ 13.0，10.9，11.6 および 11.1% であった。WAAL と HIDDINK⁹⁾ が報告したエネルギー消費量は、濃縮倍率およびシステムにより異なるが 3.4~6.3 kWh·m⁻³-permeate で、総費用の 12.5% 以下であり、本報とはほぼ一致した結果を示している。

以上に、本報に提案した C_{min} 、最適装置設計要件および最適操作条件を決定する数学モデルを使用した検索法による、ケーススタディの比較結果を示した。

3. 検索法に基づかない循環流量および濃縮倍率の最適化について

(1) $C_{\theta(i)}$ の循環流量による関数化

$C_{\theta(i)}$ を構成する C_r 、 $C_{f \text{ perm}}$ 、透過液への固形物損失費 C_t 、透過液の排水処理費 C_w 、膜モジュール・ポンプ・配管などの洗浄費 C_c 、膜交換費 C_m 、膜面積比例設備部分の償却費 C_s (本項では、 $C_{\theta(i)}$ 以外の記号の i 段目を示す下付き文字 (i) を省略する) を、全てモジュール内循環流量 Q の関数で表現することが可能である。すなわち C_r は Eqs. (9)，(29)，(34) より Eq. (44) で、 $C_{f \text{ perm}}$ は Eqs. (10)，(24)，(34) より Eq. (45) で、 C_t は Eqs. (11)，(19)，(34) より Eq. (46) で、 C_w は Eqs. (12)，(19)，(34) より Eq. (47) で、

C_c は Eqs. (13)，(34) より Eq. (48) で、 C_m は Eqs. (14)，(34) より Eq. (49) で、および C_s は Eqs. (15)，(34) より Eq. (50) で表わされる。

$$C_r = A \cdot Q^{h+1-\beta} / a \quad (44)$$

$$C_{f \text{ perm}} = B \cdot a \cdot Q^\beta + C / \{ (a \cdot Q^\beta + E) - F / (a \cdot Q^\beta + B) - D \} \quad (45)$$

$$C_t = G / (a \cdot Q^\beta + E) \quad (46)$$

$$C_w = H / (a \cdot Q^\beta + E) \quad (47)$$

$$C_c = I / (a \cdot Q^\beta) \quad (48)$$

$$C_m = J / (a \cdot Q^\beta) \quad (49)$$

$$C_s = K / (a \cdot Q^\beta) \quad (50)$$

ただし、

$$A = K_e \cdot g / (3600 \cdot \eta_r) \quad (51)$$

$$B = K_e / (A \cdot \eta_f) \quad (52)$$

$$C = K_e \cdot R \cdot T \cdot c_1 \cdot E / \eta_f \quad (53)$$

$$D = c_1 \cdot E \cdot M_1 \cdot 10^3 / \rho_{s1} \quad (54)$$

$$F = K_e \cdot R \cdot T \cdot c_1 \cdot E / \eta_f \quad (55)$$

$$G = K_t \cdot M_3 \cdot 10^3 \cdot c_1 \cdot E \quad (56)$$

$$H = K_w \cdot M_{BOD 3} \cdot 10^3 \cdot c_1 \cdot E \quad (57)$$

$$I = K_c \cdot V_h / (H_d \cdot 3600) \quad (58)$$

$$J = K_m / (L_m \cdot D_u \cdot H_d \cdot 3600) \quad (59)$$

$$K = K_s \{ 1 + r (1 + G) / (100 \cdot 2) \} / (G \cdot D_u \cdot H_d \cdot 3600) \quad (60)$$

ここで、 h ，指数； β ，指数； a ，定数； $B = (D_{AM} / K\delta)_m$ ； K_e ，電力単価； g ，定数； η_r ，循環ポンプの効率； A ，水透過係数； η_f ，高圧フィードポンプの効率； $E = \exp(J_v / k_m)$ ； $E = B \cdot E$ ； K_t ，透過液に損失する固形物単価； K_w ，BOD 1 kg 当たり排水処理費； K_c ，装置内容積 1 m^3 当たり洗浄単価； V_h ，膜 1 m^2 当たりのモジュール・ポンプ・配管等装置内容積； H_d ，1 日当たり濃縮時間； K_m ， 1 m^2 当たり膜単価； L_m ，膜寿命； D_u ，年間稼働日数； K_s ，膜面積 1 m^2 当たりのモジュールおよびモジュールに付属する配管・ポンプなどの設備費； r ，年間金利； G ，償却期間である。したがって Q と c_1 および c_1 に相当する M_1 と ρ_{s1} の測定値を与えることにより各費用を計算することが可能となった。例えば、ケース④の第 2 段に相当する $c_1 = 0.565$ ， $M_1 = 0.244$ ， $\rho_{s1} = 1.667 \times 10^3$ および濃縮温度 40°C を与え、さらに g ， h および a をそれぞれ Eqs. (30)，(31)，(38) により求めた後、Eqs. (44) ~ (60) を用いて各費用を計算した。得られた各費用およびそれらを加算した合計費用の Q に対する変化を Fig. 3 に示した。

Q の上昇により C_r は上昇するが、 C_t ， C_w ， C_c ， C_m

Fig. 3 Effects of recirculation flow rate on changeable cost ($C_{\theta(i)}$) and its details at $c_1 = 0.565 \text{ kmol} \cdot \text{m}^{-3}$ of case ④

および C_s は低下するので、全体を加算した費用 $C_{\theta(i)}$ は、 Q に対して極小値を持つ曲線となった。したがって最小の $C_{\theta(i)}$ ($C_{\theta(i)min}$) を示すモジュール内最適循環流量 Q_{opt} は、Eqs. (44) ~ (50) を加算し、 Q に関して微分した式を 0 とする Eq. (61) を満足する Q として求められる。

$$\begin{aligned} & (A/a)(h+1-\beta)Q^{h-\beta} + B \cdot a \cdot \beta \cdot Q^{\beta-1} \\ & + C(E-B)a \cdot \beta \cdot Q^{\beta-1} / (a \cdot Q^{\beta} + E) \\ & - D(a \cdot Q^{\beta} + B)^2 - (G+H-F)a \cdot \beta \cdot Q^{\beta-1} \\ & / (a \cdot Q^{\beta} + E)^2 - (I+J+K)\beta / (a \cdot Q^{\beta+1}) = 0 \end{aligned} \quad (61)$$

Eq. (61) を上記ケース④の第2段に相当する条件で解くと $Q_{opt} = 1.20$ となり、この値を Eqs. (44) ~ (50) に代入して各費用を加算した $C_{\theta(i)min}$ は、 $765 \text{ ¥} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{permeate}$ で、Table 2 の結果と一致した。求めた Q_{opt} は Table 2 の 1.19 とわずかではあるが差を生じた。その原因は、Table 2 においては、濃縮倍率を与件として与えて計算したので Q の変動に伴って c_1 が変化するが、本項の方法では c_1 を固定して計算したためである。

c_1 を与えて Q_{opt} を得る本解析法は、「実験方法1」記載の方法に比べて、 Q_{opt} および $C_{\theta(i)min}$ を非常に迅速かつ簡便に求めることができ、さらに次項に考察する多段循環式濃縮法における最適容量濃縮倍率 N_{opt} の迅速決定法に利用される。

(2) C_{θ} の濃縮倍率による関数化について

i) $C_{\theta(i)}$ の関数化

前項において、 c_1 を与えることにより $C_{\theta(i)min}$ を簡便に得る方法について述べたが、この方法では $N_{opt(i)}$ を決定することができない。Eq. (39) に示したように c_1 の上昇は J_{vlim} の低下を招くので、Table 2 の通り透過液 1 m^3 当たりの $C_{\theta(i)min}$ は後段になるほど増加する。したがって n 段循環式連続濃縮法においては、「結果および考察2」に示したように、 $C_{\theta min}$ を与える各段の $N_{opt(i)}$ の組み合わせが存在する。この最適システムは「実験方法1」の方法で演算により検索して求めたが、 $C_{\theta(i)min}$ を $N_{(i)}$ すなわち透過液量比の関数として表現することができれば、 $C_{\theta min}$ を与える N_{opt} システムを簡便かつ迅速に求めることが可能となる。

供給ホエー量に対する透過液の積算液量比を x とすると、 x と N の関係は次式で表わされる。

$$N = 1/(1-x) \quad (62)$$

さらに c_1 と N は透過液への溶質ロスを考えて、Table 2 の結果から次式で関数化される。

$$c_1 = c_{(0)} \cdot N^{\omega} \quad (63)$$

ω はケース①、②、③および④の順に 0.940、0.866、0.931 および 0.937 であった。Eqs. (62), (63) より、 c_1 と x の関係は次式で表わされる。

$$c_1 = c_{(0)} / (1-x)^{\omega} \quad (64)$$

Eq. (64) に3倍濃縮を前提として $0 \sim 2/3$ の範囲の x を与えて c_1 を得た後、各ケース毎の $C_{\theta(i)min}$ を前項の方法により求めた。その結果を、ケース順に Δ , $\diamond$, $\square$ および $\circ$ 印で Fig. 4 に示した。Fig. 4 より、

Fig. 4 Changes of minimum changeable cost ($C_{\theta(i)min}$) to overall permeate removal ratio

Processing conditions were the same as those in Table 2.

$C_{\theta(i) \min} = y$ とすると, y と x の関係は Eq. (65) で表わされた.

$$y = \exp[j + p\{c_{(0)}/(1-x)^{\omega}\}^b] \quad (65)$$

各ケースの j, p, b はそれぞれ, ケース①で6.57, 1.00, 1.80, ケース②で7.13, 1.78, 1.65, ケース③で6.40, 1.19, 1.90 および ケース④で6.23, 1.19, 1.87であった.

ii) n 段循環式連続濃縮法における濃縮倍率の最適化

任意の $(i-1)$ 段目と i 段目で発生する費用 U は, Fig. 5 の斜線部で表現された費用を透過液 1 m^3 当りに換算した Eq. (66) で表わされる.

Fig. 5 Schematic representation of changeable cost ($C_{\theta(i) \min}$) for any adjacent two stages in the multi-stage feed and bleed RO system.

$$U = \{(x_{(i-1)} - x_{(i-2)}) y_{(i-1)} + (x_{(i)} - x_{(i-1)}) y_{(i)}\} / (x_{(i)} - x_{(i-2)}) \quad (66)$$

この費用は, $x_{(i-2)}$ と $x_{(i)}$ の間で $x_{(i-1)}$ の位置により変化する. Eq. (66) で求められる費用を最小とするためには, Eq. (66) を $x_{(i-1)}$ に関して微分した式が 0 となる Eq. (67) が成立すればよいことになる.

$$y_{(i-1)} + x_{(i-1)} \cdot y'_{(i-1)} - x_{(i-2)} \cdot y'_{(i-1)} - y_{(i)} = 0 \quad (67)$$

ここで y' は, Eq. (65) を x に関して微分した式で Eq. (68) で表わされる.

$$y' = y (\ln y - j) b \cdot \omega / (1-x) \quad (68)$$

Eq. (67) より $x_{(i-2)}$ は Eq. (69) で表わされる.

$$x_{(i-2)} = x_{(i-1)} - (y_{(i)} - y_{(i-1)}) / y'_{(i-1)} \quad (69)$$

n 段式においては i が 2 段から n 段までの連立方程式が成立すればよい.

$$\left. \begin{aligned} x_{(0)} &= x_{(1)} - (y_{(2)} - y_{(1)}) / y'_{(1)} \\ x_{(1)} &= x_{(2)} - (y_{(3)} - y_{(2)}) / y'_{(2)} \\ &\vdots \\ x_{(n-3)} &= x_{(n-2)} - (y_{(n-1)} - y_{(n-2)}) / y'_{(n-2)} \\ x_{(n-2)} &= x_{(n-1)} - (y_{(n)} - y_{(n-1)}) / y'_{(n-1)} \end{aligned} \right\} \quad (70)$$

ただし, $2 \leq i \leq n$

ここで, $x_{(i)}$ に対応する $y_{(i)}$, $y'_{(i)}$ はそれぞれ Eq. (65), Eq. (68) で得られるので, $x_{(0)} = 0$, 最終濃縮目標値を $x_{(n)}$ とすれば, $x_{(1)} \sim x_{(n-1)}$ を求めることができる. 例としてケース④の n 段循環式連続濃縮法について求めた, $N_{opt(i)}$ の組合せおよびそれらを用いて「実験方法1」の方法で求めた $C_{\theta \min}$ を Table 5 に示した.

ケース④の3段循環式連続濃縮法における $N_{opt(i)}$

Table 5 Optimum combination of concentration factor ($N_{(i)}$) and $C_{\theta \min}$ in each multi-stage continuous RO system in case ④

Items	Stage number	Formations of RO system				
		2	3	4	5	6
$C_{\theta \min}$ [$\yen \cdot m^{-3} \cdot \text{permeate}$]		774	731	712	701	694
$N_{opt(i)}$ [$\text{vol} \cdot \text{vol}^{-1}$]	1st	1.88	1.56	1.41	1.32	1.27
	2nd	3.00	2.24	1.89	1.69	1.57
	3rd		3.00	2.43	2.10	1.89
	4th			3.00	2.54	2.25
	5th				3.00	2.62
	6th					3.00

Processing conditions: same as case ④ in Table 2

が Table 2 の結果とわずかに異なったのは、本解法に擬関数 Eqs. (64), (65) を導入したためと考えられる。 $C_{\theta \min}$ は、 x を用いて表わせば、Eq. (7) と Eq. (62) より Eq. (71) で表わされる。Eq. (71) により求めた $C_{\theta \min}$ は、Table 5 の結果とよく一致した。

$$C_{\theta \min} = (1/x_{(n)}) \sum_{i=1}^n (x_{(i)} - x_{(i-1)}) y_{(i)} \quad (71)$$

Table 5 に示したように多段化するほど $C_{\theta \min}$ は低下する。しかしながら、膜面積を無限小に分割して多段化することは費用の増加をもたらすことになるので、単位モジュールの膜面積、ポンプ能力およびそれらの設備費を考慮して K_s を補正し、 $C_{\min}$ を与える最適段数を決定する必要がある。

なお、 ω は Table 2 より得たが、Table 2 の結果が無い場合は、まず $\omega=1$ を代入して、 $N_{opt(i)}$ の組合せを得る。得られた $N_{opt(i)}$ を「実験方法 1」の解法に導入して $N_{(i)}$ と $c_{1(i)}$ を算出し、Eq. (63) により一層正確な ω を得ることができる。

4. 解析精度の向上について

本報は、膜透過理論と $J_{v \lim}$ を導入して、 C_{θ} の各構成費用を濃縮に関わる諸因子の関数として表現することにより、 $C_{\min}$ 、最適装置設計要件および最適操作条件を理論的に解析する数学モデルの基本的な概念を提案したものである。したがって必ずしも費用の全細目を計上してはいない。例えば部品交換費、保険費などの種々の費用を追加計上する場合には、それぞれの費用が膜面積に関与するかどうかを判断し、関与する場合には c_3 、 J_v 、 ΔP あるいは Q のいずれの因子により表現されるかを判断してそれぞれの費目に振り分けることにより、RO 濃縮費用の解析精度を一層高めることができる。

ホエーは処理条件によって複雑な理化学的性状を呈する³⁾ので、実装置の工業化に当たっては、各段の Q および ΔP を制御できる n 段循環式連続濃縮実験装置を構成して、ホエー製造工場の生産ラインから得たホエーを対象に、想定される RO ラインの操作条件やタイムスケジュールに則って測定した $J_{v \lim}$ を用いて、計算精度を向上させる必要がある。さらに Eq. (18) を $J_{v \lim}$ を与えるファウリング起因溶質成分 i の限界膜面濃度 $c_{2i \lim}$ に基づく理論式に展開するために、ファウリング機構の解明を必要とする。

要 約

多段循環式連続逆浸透 (RO) 装置を用いて限界安定体積透過流束によりチーズホエーを濃縮する場合の、最

小の濃縮総費用を与える最適装置設計要件および最適操作条件を理論的に決定する数学モデルを提案した。

透過液 1 m^3 を除去するのに要する濃縮総費用を、①体積透過流束の多寡により変動する費用 (C_{θ}) と②変動しない費用に分け、これらの費用を求める諸式を RO に関わる諸因子の関数として表現した。さらに、輸送方程式、濃度分極式、限界安定体積透過流束とモジュール内循環流量の関数を用いて、RO に関わるこれら諸因子間の関係を表現した。その結果、濃縮倍率と循環流量を与えることにより C_{θ} を得る数学モデルを体系化することができた。この数学モデルに各段の濃縮倍率と循環流量の種々の組合せを与えて算出した C_{θ} の中から、最小の費用を与える組合せを検索することにより、最適の装置設計要件及び濃縮操作条件を決定することが可能となった。

平面膜型 Arlamo-26 モジュールと FL-190 膜 (食塩阻止率 0.90) で構成した 3 段循環式連続 RO 装置の使用を想定したケーススタディにより、日量 100 m^3 のホエーを 20 時間で 3 倍濃縮する場合の最適装置設計要件、最適操作条件及び濃縮総費用を求めた。限界安定体積透過流束のデータが得られている 4 つのケースについて比較した結果、濃縮総費用が最も安価であったのは、pH 5.8 のホエーを 50°C で 1 時間保持後 40°C で濃縮するケースであった。本ケースにおける透過液 1 m^3 当たりの最小濃縮総費用は 1140 円で、その内訳は高圧フィードポンプ動力費 4%、循環ポンプ動力費 7%、膜交換費 11%、固形物損失費 13%、排水処理費 1%、洗浄費 2%、ホエーの前処理費 (pH 調整費) 8%、人件費 16% および設備償却費 38% であった。

さらに任意の段の $C_{\theta(i)}$ を循環流量の関数として表現することができたので、最小の濃縮総費用を与える各段の最適循環流量および最適濃縮倍率を迅速かつ簡便に求めることが可能となった。

補 遺

多成分系溶液を逆浸透濃縮する場合、次の輸送方程式および濃度分極式が成立する¹⁾²⁾。

$$J_v = A(\Delta P - \Delta \pi) \quad (72)$$

$$J_s = (D_{AM}/K\delta)_m (c_2 - c_3) \quad (73)$$

$$(c_2 - c_3)/(c_1 - c_3) = \exp(J_v/k_m) \quad (74)$$

また c_3 は、Eq. (75) で表わされる。

$$c_3 = J_s/J_v \quad (75)$$

ここで、 A は水透過係数、 $\Delta \pi$ は浸透圧差、 J_s は溶質透過流束、 $(D_{AM}/K\delta)_m$ は平均溶質透過係数、 k_m は

平均物質移動係数である。

$(D_{AM}/K\delta)_m = B$, $\exp(J_v/k_m) = E$ および $B \cdot E = E$ として, Eq. (73) を Eq. (74) に代入して $(c_2 - c_3)$ 項を消去し, さらに Eq. (75) を用いて J_s を消去して整理すれば, c_3 は Eq. (76) で表わされる。

$$c_3 = c_1 \cdot E / (J_v + E) \quad (76)$$

Eqs. (74), (76) より c_2 は Eq. (77) で表わされる。

$$c_2 = c_1 \cdot E (J_v + B) / (J_v + E) \quad (77)$$

浸透圧差 $\Delta\pi$ は, Eq. (78) で表わされる。

$$\Delta\pi = \pi_2 - \pi_3 \quad (78)$$

π は, 高濃度液の場合 VAN LAAR の式から誘導した Eq. (79) により求められる。

$$\pi = R \cdot T \cdot m' \quad (79)$$

ここで m' は, 水 1 m^3 当たりの溶質モル濃度で, 溶質

のモル質量を M , 溶質の密度を ρ_s とすると, モル濃度 c との間に Eq. (80) の関係が成立する。

$$m' = c / (1 - c \cdot M \cdot 10^3 / \rho_s) \quad (80)$$

c_3 は非常に稀薄なので $m'_3 = c_3$ とすると, $\Delta\pi$ は Eq. (81) で表わされる。

$$\Delta\pi = R \cdot T (m'_2 - c_3) \quad (81)$$

したがって ΔP と J_v の関係は Eq. (82) で表わされる。

$$\Delta P = J_v / A + R \cdot T (m'_2 - c_3) \quad (82)$$

[付記] 本研究は, 農林水産省の食品産業膜利用技術研究組合の研究事業の一環として, 昭和 57 年度から 59 年度に実施されたものである。

記 号

A = water permeability	$[\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{MPa}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}]$
A = constant defined by Eq. (51)	
a = constant used in Eq. (34)	
$B = (D_{AM}/K\delta)_m$	
B = constant defined by Eq. (52)	
b = exponent used in Eq. (65)	
C = total cost	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C = constant defined by Eq. (53)	
c = molar concentration	$[\text{kmol} \cdot \text{m}^{-3}]$
C_c = cleaning cost	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
CF = concentration factor by weight	$[\text{wt} \cdot \text{wt}^{-1}]$
$C_{f \text{ perm}}$ = energy cost of high pressure feed pump for discharging permeate	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
$C_{f \text{ pro}}$ = energy cost of high pressure feed pump for discharging product	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_m = cost of membrane replacement	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_n = labour cost	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_p = pretreatment cost of whey	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_r = energy cost for recirculation pump	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_s = depreciation and interest of equipment in proportion to membrane area	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_t = cost of solids loss in permeate	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_u = depreciation and interest of equipment unrelated to membrane area	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_w = cost of waste water treatment	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
C_θ = total changeable cost expressed as weighted mean of $C_{\theta(i)}$	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$
$C_{\theta(i)}$ = changeable cost accompanied with volume flux level of each stage in multi-stage feed and breed RO concentration	$[\text{¥} \cdot \text{m}^{-3} \text{-permeate}]$

C_A = constant cost unrelated to volume flux level	[¥ · m ⁻³ -permeate]
D = constnant defined by Eq. (54)	
$(D_{AM}/K\delta)_m$ = averaged solute permeability	[m ³ · m ⁻² · s ⁻¹]
D_u = production days	[days · year ⁻¹]
$E = \exp (J_v/k_m)$	
$E = B \cdot E$	
F = constant defined by Eq. (55)	
f = function used in Eq. (18)	
G = depreciation period	[years]
G = constant defined by Eq. (56)	
g = constant defined by Eq. (30)	
H = constant defined by Eq. (57)	
h = exponent defined by Eq. (31)	
H_d = production hours	[h · day ⁻¹]
H_n = working hours	[h · day ⁻¹]
I = constant defined by Eq. (58)	
J = constant defined by Eq. (59)	
j = constant used in Eq. (65)	
J_s = solute flux	[kmol · m ⁻² · s ⁻¹]
J_v = volume flux	[m ³ · m ⁻² · s ⁻¹]
$J_{v \text{ lim}}$ = limiting stable volume flux	[m ³ · m ⁻² · s ⁻¹]
K = constant defined by Eq. (60)	
K_c = cleaning cost per unit volume in plant	[¥ · m ⁻³ -volume]
K_{cd} = cleaning detergent cost per unit volume in plant	[¥ · m ⁻³ -volume]
K_{cp} = energy cost of pump for cleaning per unit volume in plant	[¥ · m ⁻³ -volume]
K_{cs} = steam cost for cleaning per unit volume in plant	[¥ · m ⁻³ -volume]
K_{cw} = water cost for cleaning per unit volume in plant	[¥ · m ⁻³ -volume]
K_e = cost of electricity	[¥ · MJ ⁻¹]
K_m = cost of membrane	[¥ · m ⁻²]
K_n = labour cort	[¥ · h ⁻¹]
K_p = pretreatment cost of unit volume of feed whey	[¥ · m ⁻³]
K_s = equipment cost per unit membrane area	[¥ · m ⁻²]
K_t = cost of solids	[¥ · kg ⁻¹]
K_u = equipment cost unrelated to membrane area	[¥ · plant ⁻¹]
K_w = treatment cost per unit BOD	[¥ · kg ⁻¹]
k_m = averaged mass transfer coefficient	[m · s ⁻¹]
L_s = solute loss	[kmol · m ⁻³ -feed whey]
L_m = life of membrane	[years]
M = average molar mass	[kg · mol ⁻¹]
M_{BOD} = BOD per solute mole	[kg · mol ⁻¹]
m' = volume molality	[kmol · m ⁻³ -water]
N = concentration factor by volume	[vol · vol ⁻¹]
p = constant used in Eq. (65)	
ΔP = operating pressure	[MPa]

ΔP_m = pressure drop in module	[MPa · m ⁻²]
Q = flow rate in module	[m ³ · h ⁻¹]
q = constant used in Eq. (33)	
R = gas constant	[kJ · mol ⁻¹ · K ⁻¹]
r = interest	[% · year ⁻¹]
S = membrane area	[m ²]
s = total solids	[%]
T = temperature	[K]
U = defined by Eq. (66)	[¥ · m ⁻³ -permeate]
V_h = inside hold up volume of plant per unit membrane area	[m ³ · m ⁻²]
x = overall permeate removal ratio	[-]
$y = C_{\theta(i) \min}$	[¥ · m ⁻³ -permeate]
Z = volume of feed whey	[m ³ · day ⁻¹]
β = exponent used in Eq. (33)	
η_f = efficiency of high pressure feed pump	[-]
η_r = efficiency of recirculating pump	[-]
π = osmotic pressure	[MPa]
ρ_s = density of solids	[kg · m ⁻³]
ρ_{sln} = density of solution	[kg · m ⁻³]
ρ_w = density of water	[kg · m ⁻³]
ω = exponent used in Eq. (63)	

<Subscripts>

- 1 = bulk solution
- 2 = membrane interfacial solution
- 3 = permeate

$\min$ = minimum

opt = optimum

<Second subscripts>

(0) = feed solution

(i) = (1), ..., (n) ; stage number in multi-stage feed and breed RO system

文 献

- 1) 福渡康夫・田村吉隆・溝田輝彦・富田 守・小此木成夫・松本耕一・佐藤幾郎・遠藤晴雄：化学工学論文集，12，179 (1986).
- 2) 福渡康夫・田村吉隆・溝田輝彦・富田 守・小此木成夫・松本耕一・中島 篤・佐藤幾郎・稲垣孝二：化学工学論文集，13，273 (1987).
- 3) 福渡康夫・田村吉隆・溝田輝彦・富田 守・小此木成夫・松本耕一・中島 篤・佐藤幾郎・稲垣孝二：日畜会報，58，927 (1987).
- 4) PEELER, J.P.K. and SITNAI, O.: *J. Food Sci.*, **39**, 744 (1974).
- 5) DE BOER, R., DE WIT J.N. and HIDDINK, J.: *J. Soc. Dairy Tech.*, **30**, 112 (1977).
- 6) STABILE, R.L. and ROGER, N.F.: *J. Dairy Sci.*, **68**, 1917 (1985).
- 7) HIDDINK, J. and VAN DER WAAL, M.J.: *J. Food Eng.*, **3**, 225 (1984).
- 8) VAN DER WAAL, M.J. and HIDDINK, J.: *J. Food Eng.*, **4**, 53 (1985).
- 9) 富田 守・福渡康夫・田村吉隆・溝田輝彦・高瀬光徳・荒木一晴・小此木成夫・荒井 珪：日畜会報，55，490 (1984).

(昭和63年7月14日受理)