

실리카 슬러리를 사용한 동역학적 압력여과기의 성능 해석

박진용 · 최창균 · 김재진*

서울대학교 공과대학 화학공학과
*한국과학기술연구원 고분자부 분리막연구실
(1989년 3월 3일 접수, 1989년 5월 23일 채택)

Performance Analysis of Dynamic Pressure Filter with Silica Slurry

Jin Yong Park, Chang Kyun Choi, and Jae Jin Kim*

Department of Chemical Engineering, College of Engineering, Seoul National University, Seoul 151-742, Korea

*Membrane Lab., Div. of Polymer Sci. & Eng., KIST, Seoul 130-650, Korea

(Received 3 March 1989; accepted 23 May 1989)

요 약

본 연구에서는 최근 개발되어 실용화 단계에 있는 Taylor 와류를 이용한 동역학적 압력여과기의 성능을 실험적으로 조사하였다. 위치에너지로 구동력으로 입자의 평균크기가 $4\mu\text{m}$ 인 실리카 1.0 wt% 슬러리를 사용하여 실험한 결과 평균 공경이 $1.2\mu\text{m}$ 인 막을 투과한 여액의 선속이 회전속도가 증가함에 따라 증가하였다. Taylor 와류가 층류형태를 보이는 영역에서는 기존 이론에 따라 투과선속의 역수가 누적 투과량에 비례하는 경향을 보였으나, 난류형태의 Taylor 와류영역에서는 초기 과도기를 지나면 여액 투과선속이 Taylor 수에 비례하여 거의 일정한 값에 도달하였다. 본 실험결과들을 근거로 투과선속을 예측하기 위한 무차원 상관식들을 제의하였다.

Abstract—Recently the dynamic pressure filter has been developed and its commercialization started. In this study its performance has been tested experimentally. Experiments with 1.0 wt% slurry of $4\mu\text{m}$ -silica particles by applying the potential energy for the driving force show that the filtrate flux of water through the membrane of $1.2\mu\text{m}$ pore size is proportional to the rotating speed of inner cylinder. In laminar flow with Taylor vortices the reciprocal of the filtrate flux is found proportional to the cumulative throughput in agreement with a conventional theory. But in turbulent flow with Taylor vortices after the transient period the filtrate flux shows to reach a nearly constant value and is found proportional to the Taylor number. On the basis of these results of experiments the dimensionless relations to predict the filtrate flux are suggested in this study.

1. 서 론

1960년대에 들어 막 제조기술이 괄목할 만하게 발전되어, 막을 이용한 고-액 분리공정에도 새로운 장치가 계속적으로 개발되어 왔다. 여과시 가장 큰 문제점은 막 표면에 여과 케이크가 축적되어 여과 효율이 급격히

감소되는 것이다. 이러한 문제점을 극복하기 위하여 십자흐름 여과에 대한 연구가 활발히 진행되어 왔다 [1-3]. Murkes[4]는 십자흐름 여과를 저 전단력과 고 전단력 여과로 구분하여 그 장단점을 논하였다. 그러나, 십자흐름 여과는 유속을 증가시켜서 전단력을 향상시키는 데는 그 한계가 있다. 또한, 막의 기공보다 작

은 입자가 막을 오염시키는 현상을 예측하기가 불가능하여, 여과기의 설계에 있어서 많은 문제점을 안고 있다[5]. 이러한 막의 오염을 감소시키고자, 기계적인 방법과 화학적인 방법 등 여러 가지 기술이 제안되었다[6].

여과에 대한 개선책으로 1979년 Tobler[7]가 Taylor 와류를 이용한 여과 장치인 동역학적 압력여과기를 제안하였다. 이 여과기는 두 개의 동심 원통 사이를 유체가 흐를 때 내부 원통의 회전속도가 외부 원통의 회전속도보다 매우 빠를 경우, 잘 알려져 있는 Taylor 와류가 발생한다는 점을 근거로 한 것이다. Taylor 와류와 관련하여 Margaritis와 Wilke[8, 9]는 에탄올 발효와 여과를 동시에 하는 회전발효기에 대한 연구를 1975년에 이미 보고한 바 있다. 그 후 Tobler[10]는 황색염료를 사용하여 동역학적 압력여과기의 원리와 그 조업조건에 대하여 보고하였다. Goldinger 등[11]은 이러한 동역학적 압력여과기를 생물공학 분야에 적용하여, 그 타당성과 장점에 대하여 보고하였다. Taylor 와류는 상당히 안정된 유동으로 전단력에 의해 파괴되기 쉬운 생물체의 여과에 탁월한 것으로 밝혀졌다.

동역학적 압력여과기는 현재 완제품으로 "MBR Bio Reactor AG"에서 시판되고 있다. Kroner와 Nissinen[12]은 이 Sulzer AG 제품의 동역학적 압력여과기를 이용하여, 효모와 대장균 등 미생물을 대상으로 동역학적 압력여과기의 탁월한 성능을 입증하였다. 이 연구에 의하면, Taylor 와류가 막 표면에 누적된 케이크의 제거에 상당한 효과를 발휘하였다. 시판되고 있는 동역학적 압력여과기를 동물세포 여과에 이용할 경우, 동물세포가 파괴되지 않고 여과될 수 있는 회전속도의 상한선이 700rpm이었다. 한편, Shirato 등[13]은 막 표면에 누적된 케이크를 효과적으로 제거하기 위한 특수한 여과장치를 동역학적 압력여과기와 함께 보고하였다. 이와 같이 동역학적 압력여과기는 우수한 여과효율을 보인다는 사실이 입증되었으나, 기존의 연구는 실험적인 결과와 그 경향을 제시하였을 뿐 여과기의 성능에 영향을 끼치는 실험변수에 대한 해석이 미비하였다.

본 연구에서는 평균입자의 크기가 $4\mu\text{m}$ 인 실리카 슬러리를 사용하여, 동역학적 압력여과기에서 회전속도, 즉 Taylor 수가 여과효율에 끼치는 영향에 대하여 고찰하였다. 기존의 동역학적 압력여과기에서는 여과기 내에 공급액을 일정 압력으로 공급하여 그 압력을 구동력으로 여과하였으나, 본 연구에서는 여과기를 수직으로 설치함으로써 유체의 위치 에너지에 의한 압력을 구동력으로 여과하였다.

2. 이론적 고찰

2-1. 유체투과

다공성 매질을 통과하는 기체와 액체의 유동은 산업 공정 중에서 흔히 나타난다. 증류탑이나 흡수탑에 여러 형태의 충전물을 채워 넣기도 하고, 화학반응기에도 촉매를 채운 다공성 물질을 넣을 수 있다. 여과기도 다공성 매질인 막을 투과하는 유체의 유동으로 파악할 수 있다. 1856년 Darcy는 이러한 문제를 처음으로 연구하여 발표하였다. 그는 유체가 압력차 ΔP 를 구동력으로 단면적이 A 이고, 길이가 L 인 원통형 다공성 매질을 부피유량 Q 로 흐를 때, 실험결과에 대한 상관식을 다음과 같이 제시하였다[14].

$$\frac{\Delta P}{L} = b \frac{Q}{A} \quad (1)$$

비압축성 뉴턴 유체인 경우, b 는 점도에 비례한다. 따라서 다음과 같이 식 (1)을 변형시킬 수 있다.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{\mu}{K} \frac{Q}{A} \quad (2)$$

식 (2)를 Darcy의 식이라 하며, 여기서 K 는 다공성 매질의 투과도(permeability)이다.

Darcy의 식을 본 연구대상인 동역학적 압력여과기에 적용하여 보자. 동역학적 압력여과기에 대한 계의 설정은 Fig. 1에 제시하였다. 내부 원통이 회전하지 않는 경우, 반경방향의 단위면적당 투과선속 $v_r [= Q/A]$ 은 식 (2)로부터 구할 수 있다.

$$v_r = \frac{K}{\mu} \frac{dP}{dr} \quad (3)$$

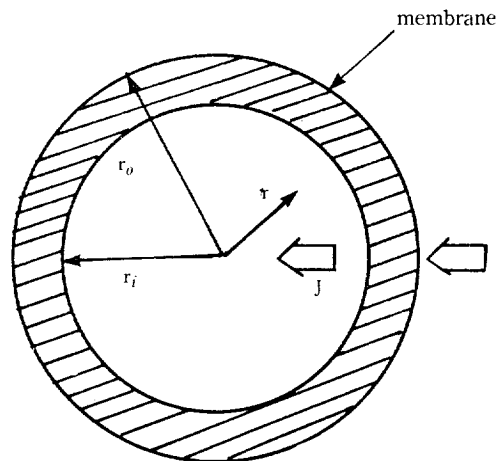


Fig. 1. Cross-sectional view of dynamic pressure filter.

dP/dr 이 일정한 경우 식 (3)은 다음과 같이 변형된다.

$$\frac{r_i v_i}{r} = \frac{K}{\mu} \frac{dP}{dr} \quad (4)$$

여기서 v_i 는 내경 r_i 에서 선속이다. 본 계에서는 구동력이 유체의 위치에너지를 전환에 의한 압력이므로, 식 (4)를 r_o-r_i 구간에서 적분하면 다음과 같다.

$$v_i = \frac{\rho g x}{\frac{r_i \mu}{K} \ln(r_o/r_i)} \quad \text{at } x \quad (5)$$

따라서 원통형 막의 하단부터 상단까지의 길이 h 에서 전체 평균선속 J_m 은 다음과 같다.

$$J_m = \frac{\rho g h / 2}{R_m} \quad (6)$$

여기서 $R_m = (r_i \mu / K) \ln(r_o/r_i)$ 로 막 자체의 저항이다.

두 개의 동심 원통 사이의 유체의 유동은 내부 원통이 회전함에 따라, 원통 가까이에 있는 유체의 입자들이 원심력에 의하여 바깥방향으로 추진력을 받아 불안정한 상태가 되어 그 결과로서 내부 원통의 회전속도가 클 경우 원통의 축 방향을 따라 규칙적으로 서로 반대방향인 고리쌍의 배열로 와류가 형성되는 데, 이것을 Taylor 와류라 한다. Fig.2는 Taylor 와류의 유동형태를 나타낸 것이다. 이러한 형태의 유동에 관한 안정

성은 비점성 유체에 대하여 Rayleigh 정[15]에 의하여 처음으로 보고되었다. Taylor 와류의 불안정성에 대한 조건은 다음과 같이 정의된 Taylor 수가 그 기준이 된다.

$$Ta = \frac{u_i d}{\nu} \left(\frac{d}{r_i} \right)^{1/2} = \frac{\omega_i r_i d}{\nu} \left(\frac{d}{r_i} \right)^{1/2} \quad (7)$$

여기서 ν 는 동점도, d 는 두 원통 사이의 간격, r_i 는 내부 원통의 반경, ω_i 는 내부 원통의 각속도를 나타낸다. 축 방향의 흐름이 없을 경우 Taylor 수가 41.3 이상일 때 Taylor 와류가 발생하기 시작하여, 400 이상이 되면 Taylor 와류를 갖는 난류가 된다[16]. 축 방향의 흐름이 존재하는 경우에는 유동의 형태를 Kaye와 Elgar[17] 등이 실험적으로 조사하였는데 축 방향의 흐름은 계를 부분적으로 안정화시킨다고 나타났다.

내부 원통을 회전시켜 Taylor 와류가 발생하는 경우, 내부 원통의 막 표면에서는 원심력에 부가하여 막과 유체 사이의 상대속도에 의하여 압력 강하가 발생한다. 이 압력 강하 P^* 를 식 (6)에 도입하면 다음과 같다.

$$J_m = \frac{\rho g h / 2 - P^*}{R_m} \quad (8)$$

위의 식은 순수한 유체계에서 활용될 수 있다.

2-2. 고형물의 여과

어떤 종류의 압력여과에서도 투과선속 J 는 막에 대한 압력차 ΔP 에 비례하고, 유동에 대한 저항에 반비례한다. 저항은 막 자체의 저항 R_m 과 막 표면에 누적된 케이크의 저항 R_c 로 구분된다.

$$J = \frac{\Delta P}{R_m + R_c} \quad (9)$$

막의 저항 R_m 은 유체의 투과에 대한 저항으로 쉽게 결정할 수 있고, 특정 유체와 온도에서 주어진 막에 대하여 일정하다. 케이크의 저항 R_c 는 다음과 같은 식으로 표현될 수 있는 것으로 알려져 있다[18].

$$R_c = \frac{\alpha m V (\Delta P)^s \mu}{A} \quad (10)$$

여기서 α 는 케이크의 성질에 의존하는 상수, m 은 단위 투과부피당 건조된 입자의 질량, V 는 유체의 누적 투과량, s 는 케이크의 압축률지수(완전 비압축성 케이크인 경우 $s=0$; 완전 압축성 케이크인 경우 $s=1$; 상업적인 오히인 경우 $s=0.1-0.8$), μ 는 투과유체의 점도이고 A 는 막의 면적이다.

식 (9)에 식 (10)을 대입하여 역수를 취하면 다음과

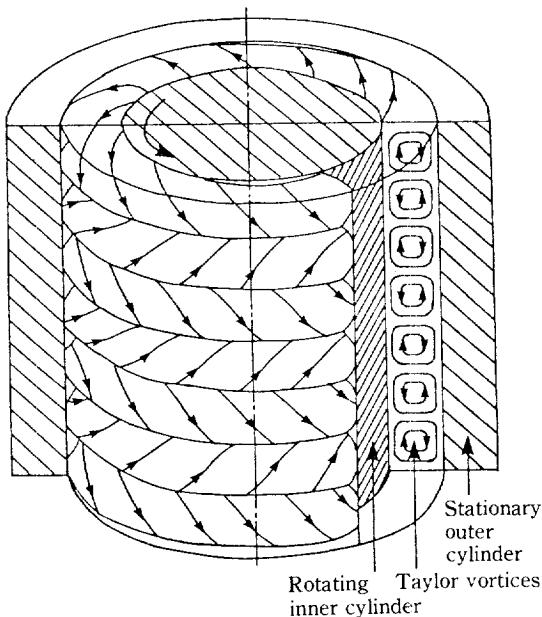


Fig. 2. Taylor vortices between two cylinders.

같다.

$$1/J = \frac{\alpha m V (\Delta P)^{s-1} \mu}{A} + \frac{R_m}{\Delta P} \quad (11)$$

식 (11)을 적용하여, 일정한 압력하에서 누적투과량 V 에 대한 투과선속의 역수 $1/J$ 를 그래프로 나타내면 직선을 이룬다. m, μ, A 와 ΔP 는 알 수 있는 값이므로 압력차 ΔP 가 다른 두 실험결과로부터 α 와 s 를 결정할 수 있다.

본 연구에서 대상이 되고 있는 동역학적 압력여과기에서는 Taylor 와류의 영향으로 식 (11)의 적용성이 의문시 된다. 따라서 Taylor 수를 근거로 그 여과 특성을 고찰하여 보겠다.

3. 실험

3-1. 실험장치

본 연구에서 사용한 동역학적 압력여과기는 Millipore 회사제품인 "MF-Cellulose ester"막 여과기를 내부 원통으로 사용하여, Fig. 3과 같이 제작하였다. MF 여과기는 기공의 크기가 $1.2\mu\text{m}$ 인 셀룰로우스 에스테르 막을 폴리프로필렌으로 양쪽에서 감싸고, 내부는 나일론 피복 강철로 지지층을 이루는 4단 구조로 된 직경 5.2cm의 원통형이다. 길이 78cm인 MF 여과기의 상단부를 축과 연결하여 회전하게 하였으며, 직경

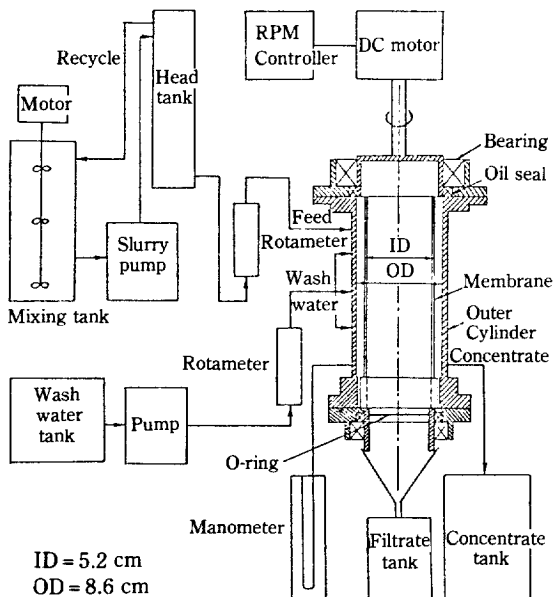


Fig. 3. Apparatus of dynamic pressure filter.

8.6cm의 아크릴 원통으로 외부 원통을 제작하여 고정시켰다. 내부의 MF 여과기와 외부 아크릴 원통 사이에서 유체가 유출되는 것을 막기 위하여, 상단과 하단에 각각 베어링 안쪽으로 oil-seal을 장치하였다.

여과시 핵심이 되는 셀룰로우스 에스테르 막을 JEOL 회사의 JSM 35 주사 전자현미경으로 4800배 확대하여 촬영한 사진이 Fig. 4이다. 막의 기공의 형태는 굴곡기공(tortuous pore)과 관형기공(capillary pore)이 대표적인데, 사진에 나타난 바와 같이 셀룰로우스 에스테르 막은 굴곡기공 형태이다.

슬러리를 동역학적 압력여과기에 일정한 유속으로 공급하기 위하여, 혼합용 탱크에서 충분히 혼합된 슬러리를 상부 탱크로 올려보낸 후 유체의 수두에 의하여 여과기에 공급되게 장치하였다. 조업 중에 여과기 내부의 압력변화를 관찰하기 위하여 마노미터를 설치하였다. 또한, 조업 후 막의 세척을 위하여 세척액의 공급장치를 연결하였다. 막을 투과한 유체는 흘러내려 여액 탱크에 모이게 되고, 농축된 슬러리는 동역학적 압력여과기 하단부의 출구를 통하여 농축 탱크로 유출된다.

3-2. 시료

슬러리는 한불 화학제품인 Tix-O-Sil 34 K를 물과 혼합하여 사용하였다. 제조회사에 의하여 제시된 Tix-O-Sil 34 K의 특성은 Table 1과 같다.

실제로 Horriba 회사 제품의 CAPA-300 원심입도 분석기를 사용하여, Tix-O-Sil의 입도를 분석한 결

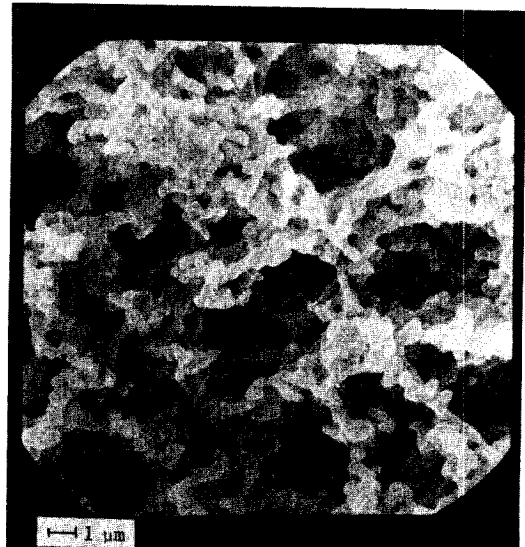


Fig. 4. Picture of cellulose ester membrane by scanning electron microscope ($\times 4800$).

Table 1. Physical properties and composition of Tix-O-Sil 34K

325 mesh residue	0.1% max.
pH (5% suspension)	6-7
Average size	3-4 μm
Bulk density	0.10 (± 0.02) g/cc
SiO ₂	92 %
Na ₂ SO ₄	3.5 %
Al ₂ O ₃	0.1 %
Fe ₂ O ₃	0.1 %

과, 평균입자 크기가 4.00 μm 이고, 1 μm 이하의 입자는 전체의 7.1%에 해당하였다.

3-3. 실험방법

동역학적 압력여과기 내에 슬러리를 위치에너지에 의하여 공급하기 때문에 공급슬러리로 대기와 압력차를 발생시키지는 못했다. 그러나, 유체가 막을 투과하는데, 그 구동력을 알아보기 위하여 여과기 내부에 순수한 물만을 공급하여 그 높이를 변화시켜 가면서, 마노미터로 내부의 압력변화를 측정하였다. 또한 여과기 내부에 물을 일정 높이로 유지하면서, 내부 원통의 회전속도를 변화시켜 내부의 압력변화와 투과량의 변화를 측정하였다.

유체에 대한 막 자체의 저항을 결정하기 위하여, 이미 사용하여 오염된 MF 여과기로 수돗물을 여과하여 순수한 물을 저장한 후, 이 순수한 물을 일정한 속도로 공급하여 여과기 내부의 물의 높이를 일정하게 유지하면서 투과량을 측정하였다. 여과기 내의 물의 높이를 2 cm 씩 증가시켜 가면서, 각각의 경우에 투과량을 측정하였다.

동역학적 압력여과기의 내부 원통을 회전시켰을 때, 회전속도의 변화에 의하여 시간에 대한 투과선속의 변화를 살펴보기 위하여, 물과 1.0 wt%로 약 1시간 동안 혼합한 Tix-O-Sil 34K 슬러리로 여과기를 67 cm 높이까지 가득 채운 후, 내부 원통의 회전속도를 일정하게 유지하고 슬러리를 3.4 ml/sec로 일정하게 공급하면서, 10분 간격으로 투과되는 유체의 양을 3회씩 측정하였다. 내부 원통의 회전속도를 변화시켜 가면서, 동일한 조건으로 반복실험하였다.

4. 결과 및 검토

4-1. 동역학적 압력여과기의 구동력

본 연구에서 사용된 동역학적 압력여과기에서 여과에

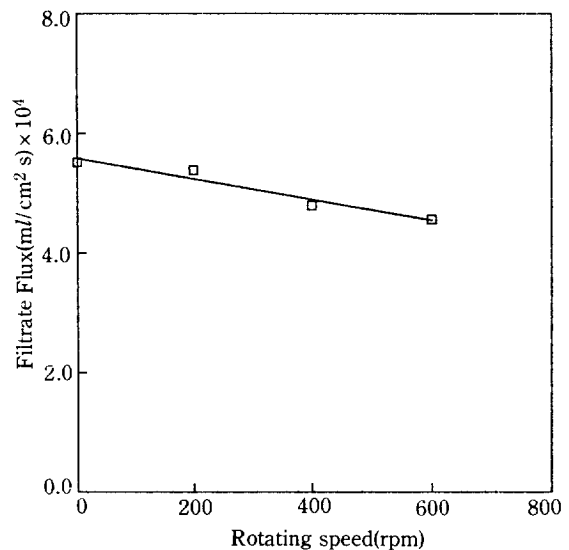


Fig. 5. Rotating effect of inner cylinder on permeate flux of pure water.

대한 구동력을 결정하기 위하여, 물만으로 구동력 측정 실험을 수행하였다. 그 결과, 여과기 내부의 물 높이가 증가함에 따라 압력이 정비례로 증가하였다. 물 높이를 13 cm 증가시켰을 때 대기와 압력차가 1230 Pa 증가하였는데, 물 높이에 해당되는 압력은 계산값이 1270 Pa 이었다. 즉, 여과기 내부의 유체의 위치에너지가 압력으로 변환하여 여과의 구동력으로 작용하고 있음을 알 수 있었다. 본 연구에서는 여과기 내에 67 cm 높이까지 슬러리를 채운 후 실험하였으므로 여과기 내부의 평균압력은 3280 Pa 이었다.

내부 원통의 회전속도를 증가시켰을 때 물의 투과선속을 측정하여 본 결과, Fig. 5와 같이 감소하였다. 이런 현상은 내부 원통의 회전속도가 증가하면서, 원심력에 부가하여 막과 유체사이의 상대 속도의 증가로 인하여 막 표면에서 압력 강하가 발생한 것으로 설명될 수 있다. 이것은 다공성 벽에 대한 경계조건을 미끄럼 흐름(slip flow)으로 놓는다는 Beavers와 Joseph[19]의 보고에 근거한 것이다.

4-2. 막의 저항

막 자체의 저항을 결정하기 위하여, 순수한 물로 여과기 내의 물의 높이를 증가시켜 가면서 투과선속을 측정하였다. 식 (6)에 의거하여, 물의 높이에 대한 투과선속을 Fig. 6과 같이 도시하였다. 실험 데이터를 선형화했을 때, 그 기울기는 $\rho g/2R_m$ 이므로, 이로부터 물에 대한 막의 저항 R_m 은 2.24×10^6 Pa sec/cm 인 것을

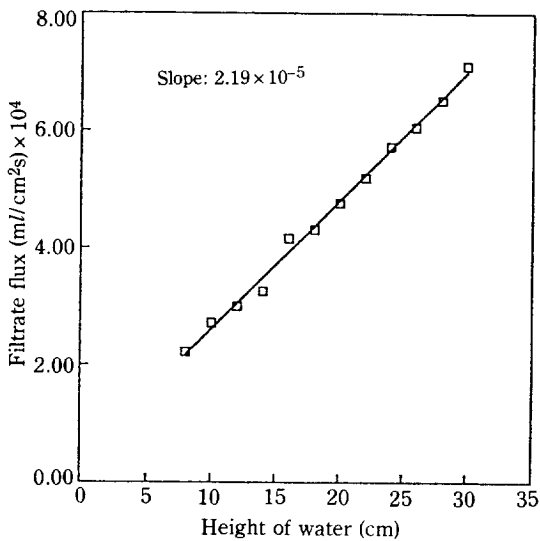


Fig. 6. Determination of membrane resistance from permeate flux with pure water.

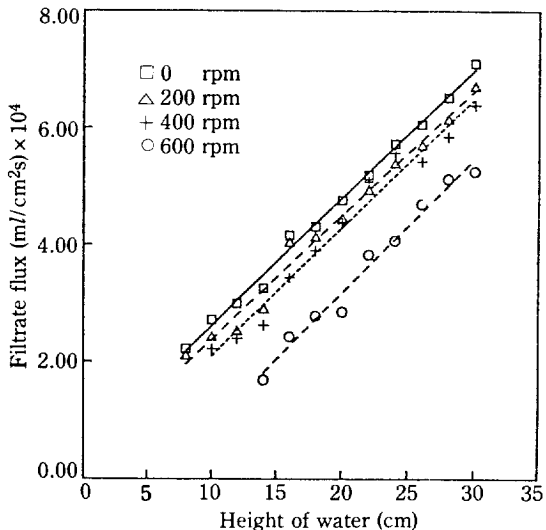


Fig. 7. Rotating effect of inner cylinder on permeate flux with pure water.

알 수 있었다. 내부 원통을 회전시킬 경우 회전시키지 않을 경우보다 막표면에서의 압력이 감소하는 데, 이 압력 강하 P^* 를 결정하기 위하여 회전속도를 일정하게 유지하면서 물의 높이를 증가시켜 투과선속의 변화를 측정하였다. 회전속도를 변화시켜서 실험한 결과가 Fig. 7이다. 회전속도를 변화시켜도 직선의 기울기가 일정한 것은 식 (8)에서 막의 저항 R_m 이 일정하기 때문이다. 식 (8)을 이용하여 Fig. 7에서 직선의 절편으

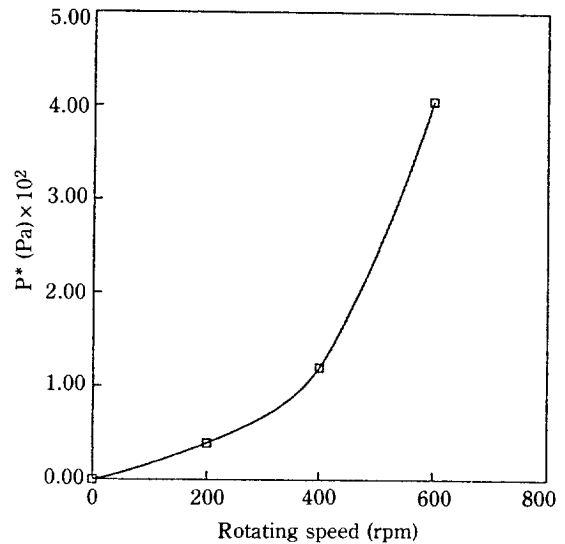


Fig. 8. Pressure drop on surface of inner cylinder with pure water.

로부터 P^* 를 결정할 수 있었다. 이러한 결정된 압력 강하 P^* 를 내부 원통의 회전속도에 대하여 도시한 것이 Fig. 8이다. 그림에서 보듯이, 회전속도가 증가하면서 막 표면에서의 압력 강하가 증가하는 것을 알 수 있다. 회전속도가 커질수록 급격히 압력 강하가 증가하였다. 이러한 실험결과로부터 순수한 물만을 사용하였을 경우 투과선속이 회전속도의 증가에 따라 감소한다는 일반적인 특성을 확인할 수 있었다.

4-3. 동역학적 압력여과기의 특성

기공의 크기가 $1.2\mu\text{m}$ 인 막을 설치하고, Tix-O-Sil 34 K 1.0 wt% 슬러리를 유속 3.4 ml/sec 로 일정하게 공급하여 슬러리액의 높이를 67 cm 로 유지하고, 내부 원통을 회전시켜 가면서 실험한 결과를 조업시간에 대하여 여액의 초기 투과선속 J_{m0} 에 대한 투과선속으로 무차원화하여 도시한 것이 Fig. 9이다. 본 실험에서는 회전속도를 변화시킬 때마다 여과막을 충분히 세척하였다. 내부 원통을 회전시키지 않는 경우는 초기의 투과량이 1.745 ml/sec 이지만, 처음 40여분 동안 투과선속이 급격히 감소하였다. 그 이후에는 서서히 감소하여 3시간 후에는 초기 투과선속의 13.2%에 불과하였다. 내부 원통을 회전시키면, 회전속도가 커질수록 투과선속이 서서히 감소하였는데, 400 rpm인 경우에는 3시간 후 초기 투과선속의 55.6%를 유지하였고, 600 rpm인 경우에서 초기 투과선속의 79.4%를 나타냈다. 따라서 내부 원통의 회전속도를 증가시키는 것이 여과기

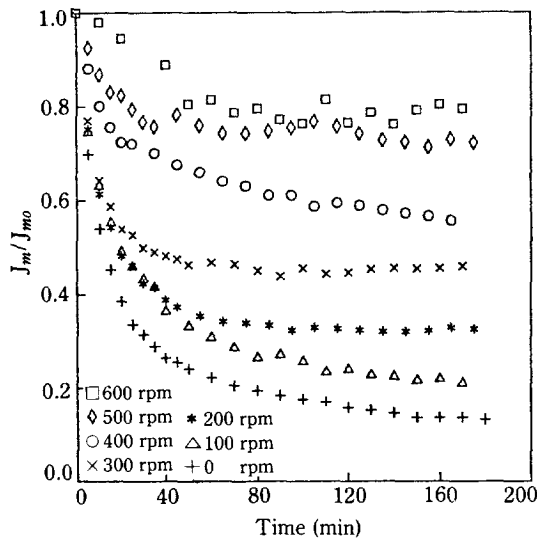


Fig. 9. Dimensionless filtrate flux vs. time for slurry.

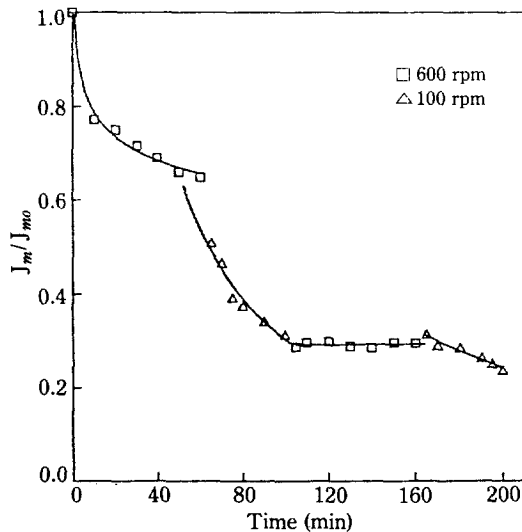


Fig. 10. Permeate flux with change in rotating speed for slurry with dirty filter.

의 효율을 향상시킨다는 것을 알 수 있었다. 이러한 경향은 Kroner와 Nissinen[12]의 실험결과와 일치한다. 순수한 물체에 대한 결과인 Fig. 7에 나타난 바와 같이 회전속도의 증가가 투과선속을 감소시켰지만, 슬러리의 여과시에는 역으로 유리한 쪽으로 적용함을 알 수 있다. 이로부터 본 계에서 최적 회전속도가 존재한다는 가능성이 시사된다.

회전속도가 600rpm일 때 여과효율이 가장 탁월했는데, 이를 입증하기 위하여 Fig. 10과 같이, 연속적

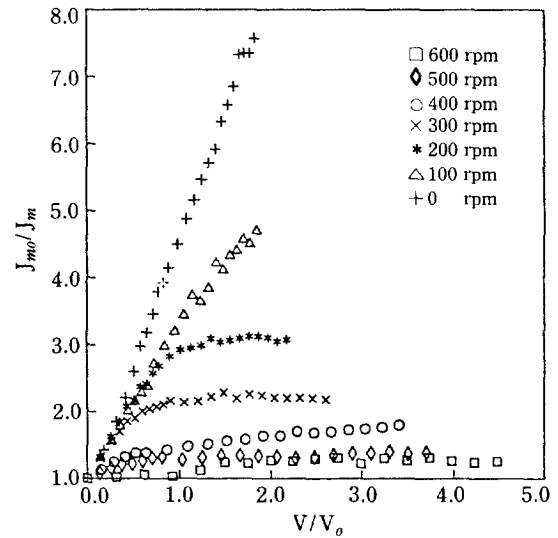


Fig. 11. Reciprocal of filtrate flux vs. cumulative throughput for slurry.

으로 사용하여 막이 오염되어 있는 여과기의 회전속도를 조업 도중에 변화시켜서 투과선속의 변화를 살펴보았다. 따라서 Fig. 9의 600rpm 실험결과와 비교하여 볼 때 예상한 대로 초기의 여과효율이 저하되었다. 처음에는 회전속도를 600rpm으로 유지하다가 1시간 후 100rpm으로 변화시키자, 초기 투과선속에 대한 투과선속 J_m/J_{m0} 가 0.65에서 0.31로 급격히 감소하였다. 다시 600rpm으로 회전속도를 증가시키면 J_m/J_{m0} 가 0.29로 유지하다가, 100rpm으로 감소시키면 다시 투과선속이 감소하기 시작하였다. 회전속도를 600rpm 이상으로 증가시키면 여과효율이 더 증가될 가능성이 있지만, 본 실험장치에서는 그 이상의 회전속도는 장치에 과도한 회전 우력부하를 주어 실험이 불가능하였다. 앞으로 장치를 개선하여 보다 높은 회전속도에서 동역학적 압력여과기의 특성을 살펴볼 계획이다. 그러나, 400rpm에서 500rpm으로 회전속도를 증가시키면 3시간 조업 후 J_m/J_{m0} 값이 55.6%에서 72.2%로 증가하여 그 증가폭이 16.6%이지만, 600rpm으로 증가시키면 J_m/J_{m0} 값이 79.4%로 그 증가폭이 7.2%에 불과하였다. 따라서, 회전속도를 600rpm 이상으로 증가시켜도 급격한 여과효율의 증대를 기대하기는 어렵다고 말할 수 있다.

Fig. 9의 실험결과에서 투과선속 J_m 을 시간에 대하여 적분하여 누적투과량 V 를 구하였다. 이 누적투과량 V 를 동역학적 압력여과기의 내부용량 V_0 로 나누어 주어 무차원화하여, V/V_0 에 대한 무차원화한 투과선

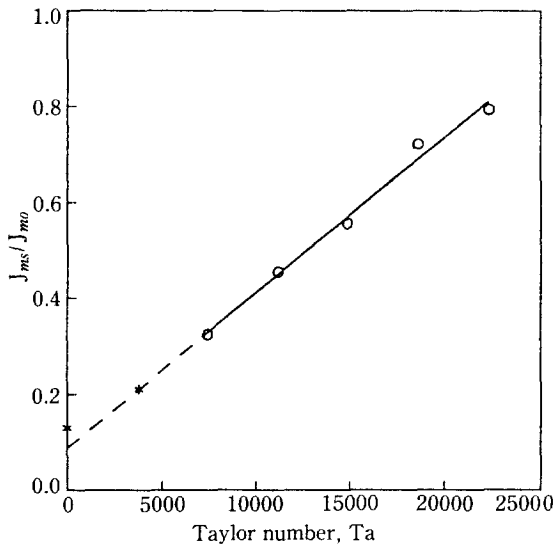


Fig. 12. Dimensionless permeate flux after 3 hours' operation vs. Taylor number for slurry.

속의 역수 J_{mo}/J_m 을 Fig. 11에 도시하였다. Fig. 11을 자세히 살펴보면 V/V_o 가 0.7 이하일 때는 J_{mo}/J_m 이 V/V_o 에 비례하여 선형적으로 증가함을 알 수 있다. 100 rpm 이하인 경우에는 계속해서 J_{mo}/J_m 이 선형적으로 증가하였지만, 200 rpm 이상인 경우에는 각 경우마다 기울기가 감소하여 거의 일정한 J_{mo}/J_m 에 이르러 준정상 상태에 도달하였다. Kroner와 Nissinen[12]의 실험결과에서도 회전속도가 2500 rpm으로 24시간 동안 4% 효모 슬러리를 여과했을 때 약 1시간 후 일정한 투과선속을 나타내었다.

준정상 상태의 투과선속과 Taylor 수 사이의 상관관계를 알아보기 위하여, Fig. 12와 같이 초기 투과선속에 대한 준정상 상태의 투과선속 J_{ms}/J_{mo} 값을 Fig. 11로부터 도출하여 Taylor 수에 대하여 도시해 보았다. 그 결과 투과선속의 역수가 다음과 같이 Taylor 수에 반비례함을 알 수 있었다.

(pseudosteady state)

$$J_{mo}/J_{ms} = \frac{1}{3.236 \times 10^{-5} Ta + 0.008839} \quad (12)$$

내부 원통의 회전속도가 100 rpm 이하일 때는 3시간 조업 후에도 투과선속이 준정상 상태에 도달하지 않아, Fig. 12에서 최종 투과선속을 다른 심볼로 표시하였다. 초기의 투과선속이 계속 유지되는 최적 Taylor 수를 알아보기 위하여 Fig. 12에서 직선을 연장하여 본 결과 $J_{ms}/J_{mo}=1$ 이 되는 조건은 $Ta=30630$ 인 것으로 나타났다. 이 Taylor 수에서 초기 투과선속이 계속 유지될

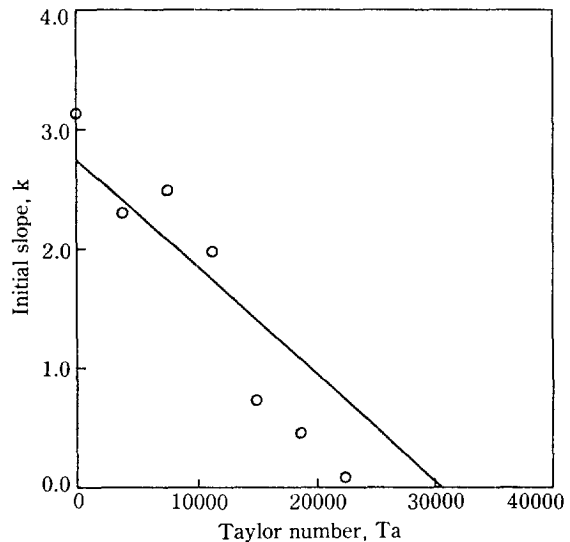


Fig. 13. Initial slope vs. Taylor number of slurry.

것이므로 투과선속의 역수 J_{mo}/J_m 값이 V/V_o 에 대하여 기울기가 0인 직선을 나타낼 것이다.

과도기인 초기 실험결과는 다음과 같이 y 절편이 1인 직선으로 나타내 보았다.

$$(\text{transient state}) J_{mo}/J_m = k(V/V_o) + 1 \quad (13)$$

식 (11)에서 $R_m/\Delta P = J_{mo}$ 이므로, 식 (13)은 식 (11)에 초기 투과선속 J_{mo} 을 곱하여 주면 얻을 수 있다. 여기서 k 는 초기 실험데이터 5개씩을 각각 취하여 그 직선의 기울기로부터 구하여 보았다. 이 기울기 k 값을 Taylor 수에 대하여 도시한 것이 Fig. 13이다. 앞에서 구한 최적 Taylor 수 30630에서 $k=0$ 이므로, 이 점을 지나는 직선으로 k 값과 Taylor 수 사이의 상관성을 나타내어 보면 다음 식과 같다.

$$k = -8.955 \times 10^{-5} Ta + 2.743 \quad (14)$$

Fig. 13을 살펴보면 Taylor 수가 20000 전후에서 실험 결과가 식 (14)의 결과보다 상당히 작은 값을 보이고 있다. 이는 Fig. 11에 보였듯이 과도기에서 실험상의 어려움과 경우에 따라 지수 함수적인 감소특성을 보일 가능성이 있기 때문인 것으로 생각된다. 이에 대해서는 앞으로 더욱 정밀한 실험을 통하여 조사될 것이다.

본 연구의 실험조건하에서 내부 원통의 회전속도가 100 rpm 이하일 때는 기존의 여과기의 특성과 동일하게 전 영역에서 식 (13)이 적용되고, 200 rpm 이상일 때는 과도기와 준정상 상태로 구분되어 식 (13)과 (12)가 적용된다고 말할 수 있다. Kaye와 Elgar[17]는 축방향의 흐름이 존재하는 경우에 Taylor 와류의

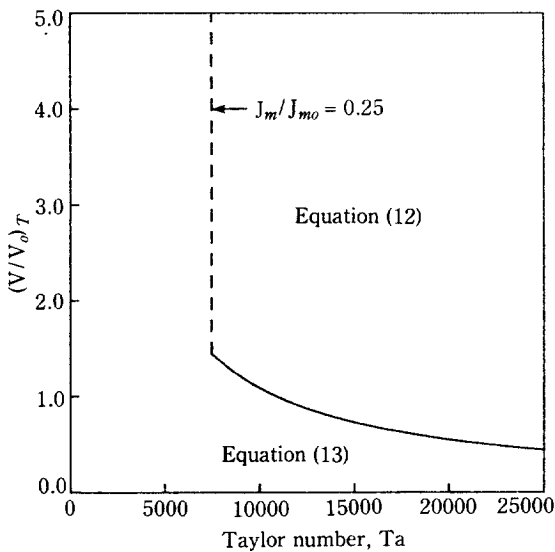


Fig. 14. Application of present predictions.

특성을 내부 원통의 반경에 대한 원통사이의 간격비 $d/r_i = 0.31$ 인 실험장치로 실험하였다. 본 연구의 실험장치에서는 내부 원통의 반경에 대한 원통 사이의 간격비가 0.32이므로 그 유동특성이 Kaye와 Elgar의 실험결과와 유사할 것이다. 동역학적 압력여과기에 슬러리를 3.4 ml/sec로 공급하였으므로, 공급액 유량흐름을 기준으로 한 축방향의 Reynolds 수 Re_a 는 15.7이다. 회전속도가 100rpm 즉, Taylor 수가 3723일 때 Kaye와 Elgar의 실험영역을 벗어났으나, 외삽하여 보면 $Re_a = 15.7$ 일 때 $Ta = 3723-7447$ 인 범위 안에서 Taylor 와류를 갖는 층류영역과 난류영역으로 구분된다. 즉, 내부 원통의 회전속도 변화에 의하여 100rpm과 200rpm 사이를 기점으로 유동특성이 두 영역으로 구분된 것이다. 본 실험조건하에서 식 (12)와 (13)이 적용되는 범위를 두 식으로부터 도출하여 Taylor 수에 대한 누적 투과량 V/V_0 로 나타낸 것이 Fig. 14이다. 그림에서 점선은 $J_m/J_{m0} = 0.25$ 인 경계를 나타낸 것으로 이는 초기 투과선속의 25%에 도달하면 역세척이나 그 밖의 방법으로 막에 누적된 케이크를 제거해 주는 것이 효과적이라고 가정한 것이다. 그림에서 보면 식 (12)와 (13)에서 도출한 곡선과 점선은 $Ta = 7452$ 에서 만났다.

이와 같은 결과들을 종합하여 볼 때 Taylor 와류를 갖는 층류영역에서는 Taylor 와류가 다소 미약하여, 막 표면에 입자가 고착되는 속도와 Taylor 와류에 의하여 입자가 막 표면에서 제거되는 속도가 일치하는 준평형상태까지 도달하지 못한 것으로 추측된다. 따라서

Taylor 와류를 갖는 층류영역에서는 Taylor 와류가 존재하지 않는 기존의 여과기 특성과 유사하게 나타난 것으로 판단된다. 반면에 Taylor 와류가 존재하는 난류영역에서는 Taylor 와류의 영향으로 과도기가 지나면 케이크 형성과 입자의 박리 과정에 의한 준정상 상태에 도달한 것으로 보여진다.

5. 결 론

여과막이 내부 원통에 부착되어 있는 동역학적 압력 여과기를 제작하여 $Ta < 22340$ 인 범위에서 0.1wt% 실리카 슬러리의 여과특성을 실험적으로 조사하였다. $Ta > 7447$ 인 실험범위에서 물의 투과선속은 Taylor 수에 비례하여 증가하다가 일정 시간이 경과한 후에는 일정한 값에 도달하는 것으로 나타났다. 이는 순수한 물을 투과시켰을 경우 막을 통한 물의 투과선속이 Taylor 수가 증가할수록 감소하는 경향과 정반대의 경향임을 알 수 있었다. 여액의 투과선속의 역수가 누적 여액의 부피에 비례한다는 기존이론은 Taylor 와류가 층류의 형태를 보이는 경우와 과도기에 적용될 수 있으며, 난류 Taylor 와류의 경우에는 새로운 모델이 설정되어야 함을 알 수 있었다. 따라서 Taylor 수를 근거로 투과선속을 대변할 무차원 상관식이 제의되었다. 앞으로 공급액의 고형물 농도, 공급액 유량, 여과 케이크의 형성과정 등이 동역학적 압력여과기의 여과특성에 미치는 영향을 보다 조직적으로 조사해야 할 것이다.

감 사

본 연구를 후원한 호남석유화학주식회사에 감사드립니다.

NOMENCLATURE

- A : area of membrane surface [cm²]
- b : coefficient in equation (1)
- d : gap length between two cylinders [cm]
- g : gravitational constant [cm/sec²]
- h : height of fluid in filter [cm]
- J : filtrate flux [ml/cm² sec]
- J_m : total average flux [ml/cm² sec]
- J_{m0} : initial filtrate flux [ml/cm² sec]
- K : permeability [cm²]
- k : slope of line at J_{m0}/J_m vs. V/V_0
- L : thickness of porous media or membrane [cm]

- m : weight of dry particulates per unit volume of filtrate [g/cm³]
 P : pressure [Pa]
 P* : pressure drop at membrane surface by rotation [Pa]
 Q : volumetric flow rate [ml/sec]
 R : resistance [Pa sec/cm]
 r : radius of cylinder [cm]
 Re : Reynolds number [= W(2d)/ ν]
 s : compressibility exponent of cake
 Ta : Taylor number [= (u_cd/ ν)(d/r_i)^{1/2}]
 u : velocity of cylinder [cm/sec]
 V : cumulative throughput [ml]
 V_o : volume of filter [ml]
 v : velocity of radial flow [cm/sec]
 W : axial velocity [cm/sec]

Greek Letters

- α : constant in equation (10)
 μ : dynamic viscosity [g/cm sec]
 ν : kinematic viscosity [cm²/sec]
 ρ : density [g/cm³]
 ω : angular velocity [rad/sec]

Subscripts

- a : axial
 c : cake at membrane surface
 i : inner cylinder
 m : membrane
 o : outer cylinder
 r : radial
 s : steady state

REFERENCES

1. Van den Berg, G.B. and Smolders, C.A.: *Filtration & Separation*, **25**, 115 (1988).
2. Kroner, K.H. et al.: *Proc. Biochem.*, **19**, 67 (1984).
3. Lee, M.S. and Atkinson, T.: *Proc. Biochem.*, **20**, 26 (1985).
4. Murkes, J.: *Filtration & Separation*, **23**, 364 (1986).
5. Milisic, V. and Aim, R.B.: *Filtration & Separation*, **23**, 28 (1986).
6. Milisic, V. and Bersillon, J.L.: *Filtration & Separation*, **23**, 347 (1986).
7. Tobler, W.: *Filtration & Separation*, **16**, 630 (1979).
8. Margaritis, A. and Wilke, C.R.: *Biotech. & Bioeng.*, **20**, 709 (1978).
9. Margaritis, A. and Wilke, C.R.: *Biotech. & Bioeng.*, **20**, 727 (1978).
10. Tobler, W.: *Filtration & Separation*, **19**, 329 (1982).
11. Goldinger, W. et al.: *Sulzer Tech. Review*, **3**, 10 (1986).
12. Kroner, K.H. and Nissinen, V.: *J. of Membrane Science*, **36**, 85 (1988).
13. Shirato, M. et al.: 1st Korea-Japan Sympo. on Sep. Tech., 1 (1987).
14. Slattery, J.C.: "Momentum, Energy and Mass Transfer in Continua", McGraw-Hill, New York, NY (1972).
15. Lord Rayleigh: *Proc. Roy. Soc. Series A*, **93**, 148 (1917).
16. Schlichting, H.: "Boundary Layer Theory", 7th Ed., McGraw-Hill, New York, NY (1979).
17. Kaye, J. and Elgar, E.C.: *Trans. ASME*, **80**, 753 (1958).
18. Schweitzer, P.A.: "Handbook of Sep. Tech. for Chem. Eng.", McGraw-Hill, New York, NY (1979).
19. Beavers, G.S. and Joseph, D.D.: *J. Fluid Mech.*, **30**, 197 (1967).
1. Van den Berg, G.B. and Smolders, C.A.: *Filtration*