



## ULEKSİTİN SO<sub>2</sub> İLE DOYURULMUŞ SULARDA ÇÖZÜNMESİNDEN ELDE EDİLEN SÜSPANSİYONLARIN ÇAPRAZ-AKIŞ MİKROFİLİTRASYONU

**Özkan KÜÇÜK**

Kırgızistan-Türkiye Manas Üniversitesi Mühendislik Fakültesi  
Kimya Mühendisliği Bölümü, Bişkek/Kırgızistan  
Atatürk Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü,  
Erzurum/Türkiye  
*E-posta: okucuk74@hotmail.com*

**M.Muhtar KOCAKERİM**

Çankırı Karatekin Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Kimya Mühendisliği  
Bölümü, Çankırı/Türkiye  
*E-posta: mkocakerim@yahoo.com*

### Özet

Bu çalışmada uleksitin SO<sub>2</sub> ile doyurulmuş sularda 92°C de çözündürülmesi sonucu elde edilen CaSO<sub>3</sub> ve MgSO<sub>3</sub> süspansiyonlarının mikrofiltrasyonu boyunca, transmembran basıncı, çapraz akış hızı ve membran por boyutlarının süzme özellikleri üzerindeki etkileri belirlenmiştir. Sızıntı akışı, 150-400 kPa transmembran basıncında, 3,8-8,3 L.dakika<sup>-1</sup> çapraz akış hızında ve çeşitli por boyutlarına sahip membranlar kullanılarak ölçülmüştür. Partikül konsantrasyonu 22,9 g.L<sup>-1</sup>, sıcaklık 30°C ve pH 7,33'te sabit tutulmuştur. Akıların ve spesifik kek dirençlerinin transmembran basıncının ve çapraz akış hızının artması ile arttığı tespit edilmiştir. Keza, akı, membran por boyutlarından çok fazla etkilenmemiş, spesifik kek dirençleri de düzenli bir dağılım göstermemiştir. İlaveten kekin sıkıştırılabilir bir kek olduğu bulunmuştur.

**Anahtar kelimeler:** Uleksit, Çapraz-akış süzme, SO<sub>2</sub>, CaSO<sub>3</sub>.

## CROSS-FLOW MICROFILTRATION OF SUSPENSIONS OBTAINED BY DISSOLVING ULEXITE IN SO<sub>2</sub> SATURATED WATER

### Abstract

In this study, the effect of the transmembrane pressure, cross-flow rate and membrane pore sizes on the filtration properties have been investigated during the microfiltration of suspensions containing CaSO<sub>3</sub> and MgSO<sub>3</sub> from dissolving of ulexite in SO<sub>2</sub>-saturated water at 92°C. Permeate has been measured at 3.8-8.3 LPM cross-flow rate and 150-400 kPa transmembrane pressure by using membranes with various pore size. Particle concentration has been kept constant at 22.9 g.mL<sup>-1</sup>, temperature at 30°C and pH at 7.33. As result, it has been determined that specific cake resistance increases by increasing transmembrane pressure and cross-flow rate, and also, permeate rate increases with increasing transmembrane pressure and cross-flow rate. In has been seen that specific cake resistances and permeate rates do not change with membrane type and pore size. In addition it has been found the cake can be compact.

**Key words:** Ulexite, cross-flow filtration, SO<sub>2</sub>, CaSO<sub>3</sub>.

### 1. Giriş

Türkiye Dünyadaki bor cevherlerinin yaklaşık %72'sine sahiptir. Bor tabiiatta kalsiyum, sodyum ve/veya magnezyum boratları halinde bulunur. En yaygın bor minerallerinden biri olan uleksit Na<sub>2</sub>O.2CaO.5B<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.16H<sub>2</sub>O kimyasal formülüne sahiptir. Mevcut proseslerle bor cevherlerinden çeşitli bor bileşiklerinin üretiminde oluşan yan ürünler ve çözünmeyen kısımlar süzme problemi oluşturmaktadır. Oysa SO<sub>2</sub> ile doyurulmuş sularda çözünen bor cevherlerinin süzülmesi mevcut proseslere göre daha kolay olmaktadır [1].

**1.1. Membran Prosesler:** Membran iki faz arasında sürekli olarak seçicilik yapan bir bariyer olarak tanımlanabilir. Membran prosesler, ayırma metodu olarak oldukça yeni bir teknolojidir. Bu sebeple günümüzden 25 yıl öncesine değin membran filtrasyonu önemli bir ayırma prosesi olarak görülmemiştir. Membran prosesler geniş bir uygulama alanına sahiptirler ve gün geçtikçe bu uygulamaların sayısı artmaktadır. Membran proseslerde; basınç, konsantrasyon, elektriksel potansiyel ve sıcaklık farkları sürücü kuvvet olarak kullanılmaktadır.

**1.2. Membran Filtrasyon Uygulama Türleri:** Membran filtrasyonun iki temel uygulama modu vardır. Bunlardan birincisi, sıvının membran üzerine dikey olarak gönderildiği klasik (Dead - End) filtrasyondur. Bu filtrasyon, klasik kum filtrelerinde

olduğu gibi kirletici maddelerin filtre ortamı üzerinde zamanla birikmesine yol açar. Dolayısıyla, klasik membran filtrasyonlarında membranların porları çok kısa sürede dolar ve membran üzerindeki kirletici maddelerin birikimi çok hızlı olarak meydana gelir. Akı azalmasının sonucunda prosesin verimliliğinin azalmasının önüne geçmek için çapraz akış (Crossflow) tekniği kullanılmaktadır. Çapraz akış filtrasyon tekniği, çözeltinin membrana teğet bir şekilde mikroporoz membran duvarlarından veya dar bir tüp içerisinden yüksek bir hızla geçmesi sağlanarak, membran üzerindeki filtrelenen maddelerin birikmesinin azaltılmasının amaçlandığı bir filtrasyon yöntemidir. Klasik filtrasyona göre çok daha uzun ömürlü ve yüksek akı değerlerine izin verir.

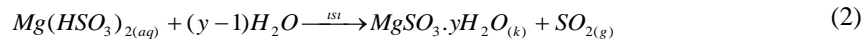
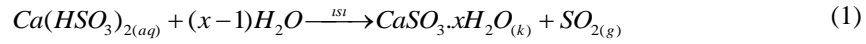
Çapraz Akış Filtrasyon tekniğinin kullanıldığı birçok çalışma mevcuttur. Tinkalden borik asit ve sodyum sülfat üretimi ile ilgili yapılan bir çalışmada, flokülün kullanımı ile safsızlıkların çöktürülmesinden sonra elde edilen çökeltmiş safsızlıkların filtrasyon karakteristiklerinin belirlenmesi amaçlanmıştır [2]. Çapraz akış tekniğinin kullanıldığı bir çalışmada çapraz akış filtrasyonunda değişik şartlar altında CaCO<sub>3</sub> süspansiyonlarının uzaklaştırılması ve kek oluşumunun analizi incelenmiştir [3]. Başka bir çalışmada, membranın tersinmez kirlenmesi ve membran gözeneklerindeki makromoleküllerin ve küçük kolloidlerin birikiminin, membran kirlenmesi için basit bir model kullanarak hesaplanması çalışılmıştır [4]. Magnezyum hidroksit süspansiyonlarının çapraz akış filtrasyon tekniği ile süzülmesi bir çalışmada, kritik değişimlerin belirlenmesi ve kirlenmenin ölçülmesi ve modellenmesi incelenmiştir [5]. Bu çalışmaların yanısıra çapraz akış tekniğinin kullanıldığı bir çok çalışma mevcuttur [6-13].

Bu çalışmada uleksitin SO<sub>2</sub> ile doyurulmuş sularda 92°C de çözündürülmesi sonucu elde edilen CaSO<sub>3</sub> ve MgSO<sub>3</sub> süspansiyonlarının mikrofiltrasyonu boyunca, transmembran basıncı, çapraz akış hızı ve membran por boyutlarının süzme özellikleri üzerindeki etkileri belirlenmiştir.

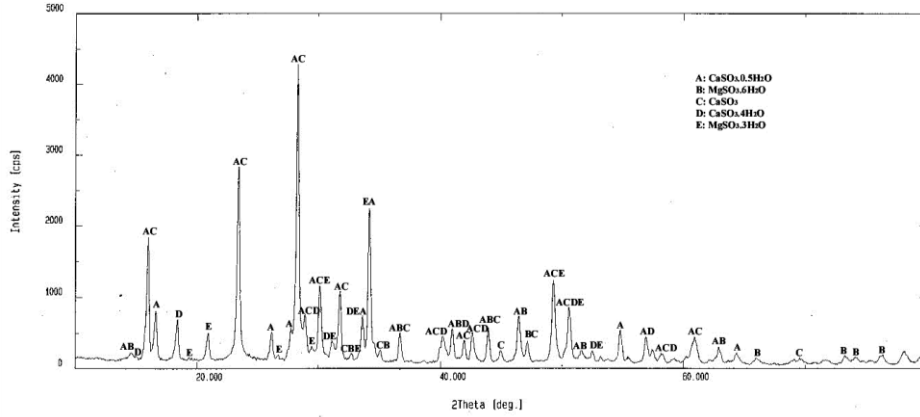
## **2. Gereç ve Yöntem**

Filtrasyon çalışmalarında, orijinal uleksit cevheri önce içerdiği kil minerallerinden ön yıkamaya tabi tutularak arındırılmıştır. Daha sonra bu mineralden belirli bir miktar

alınarak, 12 litre SO<sub>2</sub> ile doyurulmuş saf suda kaynama noktasında çözüldürülmüştür. Çözünme sonucu oluşan Ca(HSO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>, Mg(HSO<sub>3</sub>)<sub>2</sub> ve diğer ürünler içerisinde Ca(HSO<sub>3</sub>)<sub>2</sub> ve Mg(HSO<sub>3</sub>)<sub>2</sub>, CaSO<sub>3</sub>·xH<sub>2</sub>O ve MgSO<sub>3</sub>·yH<sub>2</sub>O şeklinde reaksiyon (1) ve (2)'nin bir sonucu olarak tamamen çöktürülmüştür. Filtrasyon deneyleri, bu çöken kısmın filtrasyon karakteristiklerinin belirlenmesi amacı ile yapılmıştır.



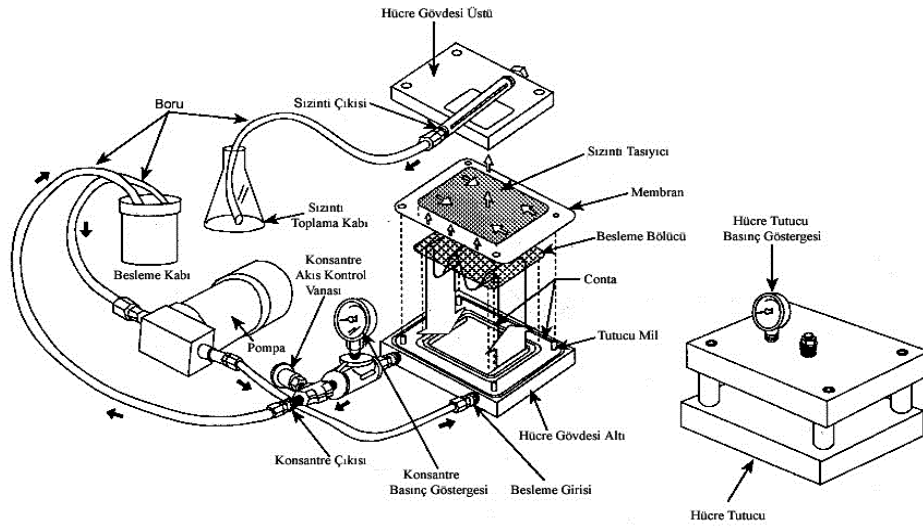
Süzme çalışmalarında kullanılan çözeltideki katı kısmın X-ray difraktogramı şekil 1'de verilmiştir.



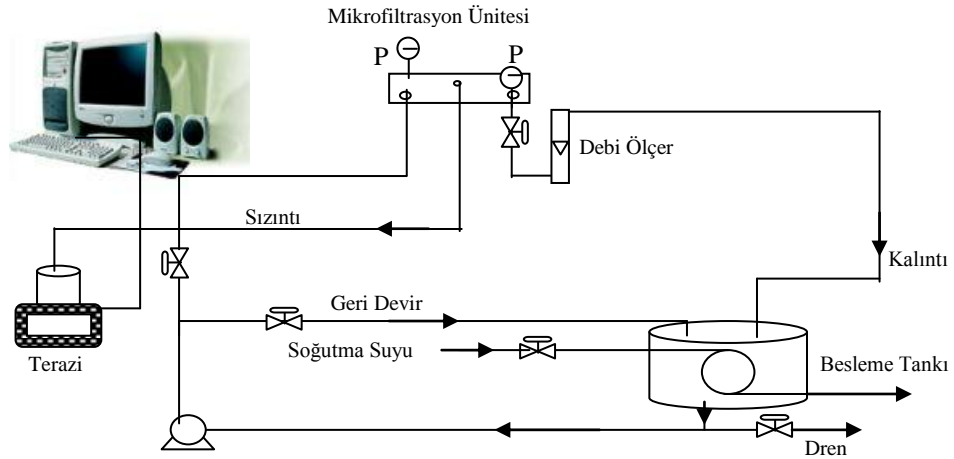
**Şekil 1.** Süzme Çalışmalarında Kullanılan Çözeltideki Katı Kısmın X-Ray Difraktogramı

Denemelerde kullanılan çapraz-akış filtrasyon hücresi ve deney sistemi şekil 2 ve 3 de gösterilmiştir. Sistem 20 L kapasiteli bir besleme tankı içermektedir. Çapraz akış mikrofiltrasyon ünitesi 155 cm<sup>2</sup>'lik bir süzme alanına sahip ve 2 mm'lik akış kesit alanına sahiptir. Fakat bu yüzey alanı deneylerde yüksek akı verdiği için dolayı bu çalışma için yüzey alanı küçültülmüş ve 9 cm<sup>2</sup> olarak alınmıştır. Sistemde, çözeltiyi besleme tankından filtrasyon hücresine besleyen bir pompa ve bu pompanın gönderdiği debiyi ölçen bir debi ölçer bulunmaktadır. Ayrıca sistemde, membrandan elde edilen akının miktarını belirli zaman aralıklarında ölçen A&D marka bir terazi ve bu terazideki ölçümleri kaydeden bir bilgisayar da mevcuttur. Basınç ve debi el ile kontrol edilen filtrasyon hücresinin giriş ve çıkışında, pompa çıkışında bulunan vanalar ve by-pass hattı yardımı ile ayarlanmaktadır. Besleme tankındaki

çözelti sıcaklığının sabit tutulabilmesi amacıyla soğutucu kullanılmıştır. Ayrıca sistemde, filtrasyon kitinde süzme işlemleri sırasında çözeltinin sızmasını sağlamak amacıyla kullanılan bir kompresör mevcuttur. OSMONIC marka filtrasyon hücresi ve kullanılan vanalar paslanmaz çelik, sistemin bağlantı boruları ise, beyaz PVC borudur. Filtrat, hücrede mevcut olan filtrat çıkışından alınmaktadır.



Şekil 2. Standart Bir SEPA CF Sisteminin Tipik Gösterimi



Şekil 3. Deneysel Sistemin Akım Şeması

Deneilerin yapılışı şu şekildedir. Hazırlanan bulamaç tank içerisine ilave edildikten sonra, her deneyde geri devrettirilerek tank içeriğinin iyice karıştırılması sağlanmıştır. Besleme tankındaki sıcaklık, tank içerisine yerleştirilen bir soğutucu yardımı ile sabit tutulmuştur. Sistemdeki istenilen basınç değişiklikleri, giriş ve çıkışta bulunan vanaların daha önceden belirlenmiş pozisyonlarda bırakılmasıyla elde edilmiştir. Arzu edilen koşullar sağlandıktan sonra, geri devir vanası, elde edilecek çapraz akış hızına göre kısılarak, sisteme giden vana tamamen açılmıştır. Membran sisteminden çıkan sızıntı hassas bir teraziye gönderilmiş ve terazinin ölçtüğü miktar bir bilgisayar yardımı ile her 15 saniyede bir kaydedilmiştir. Deneiler 2,5 saat sürmüş ve deney sonunda, bir sonraki deney şartları ayarlanarak, membranın değiştirilmesi için sistem durdurulmuştur. Besleme tankındaki derişimin değişmemesi için, oluşan kek ve filtrat, besleme tankına geri boşaltılmıştır.

### 3. Teorik Bilgi

#### 3.1. Membran proseslerde akı: Membran proseslerde akı

$$J = \frac{\Delta P - \Delta \pi}{\mu(R_m + R_c)} \quad (3)$$

eşitliği ile bulunur.  $\Delta \pi$ , osmotik basınç terimi olup, osmotik basınca katkıda bulunan bileşenler küçük moleküllerdir.  $\Delta \pi$  terimi makromoleküllerle çalışıldığında ihmal edilir.

Akı, aynı zamanda;

$$J = \frac{1}{A} \frac{dV}{dt} \quad (4)$$

denklemleri ile de verilebilir.

$$R_c = \alpha \cdot \omega \quad (5)$$

şeklinde ifade edilebilir.

$$\omega = C_B \frac{V}{A} \quad (6)$$

Denklem (5) ve (6)'den faydalanılarak

$$R_c = \frac{\alpha C_B V}{A} \quad (7)$$

denklemleri elde edilir ve denklem 7'deki  $R_c$ , 3 numaralı denklemde yerine koyularak denklem integre edilirse;

$$\frac{t}{V} = \frac{\mu R_m}{A \Delta P} + \frac{\mu \alpha C_B V}{2 A^2 \Delta P} \quad (8)$$

denklemleri elde edilir.  $V' = \frac{V}{A}$  dönüşümü yapılırsa,

$$\frac{t}{V'} = \frac{\mu R_m}{\Delta P} + \frac{\mu \alpha C_B V'}{2 \Delta P} \quad (9)$$

denklemleri elde edilir. Bu denklemden de görüleceği gibi  $V'$ 'ye karşı  $t/V'$  grafiğe geçirilirse elde edilen doğrunun eğimi bize  $\mu \alpha C_B / 2 \Delta P$  yi verir ki bu parametreye modifiye edilmiş kirlenme indeksi (MFI, modified fouling index) adı verilir. MFI' dan hareketle spesifik kek dirençleri ( $\alpha$ ) hesaplanabilir.

Çoğu kek sıkışabilme özelliğine sahip olup, sıkışma faktörü (n) ile spesifik kek direnci ( $\alpha$ ) arasındaki ilişki;

$$\alpha = \alpha_0 \Delta P^n \quad (10)$$

denklemleri ile ifade edilir. Burada; 10 no'lu denklemin her iki tarafının logaritması alınır ise,

$$\ln[\alpha] = \ln \alpha_0 + n \ln[\Delta P] \quad (11)$$

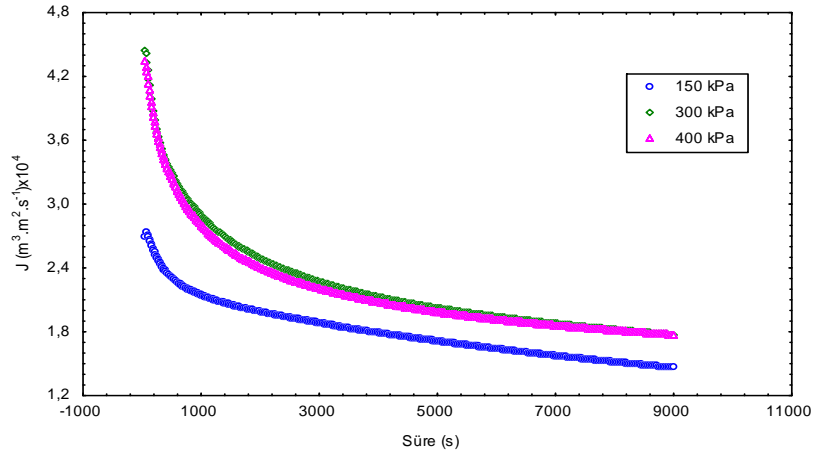
denklemleri elde edilir. Bu denklemden de anlaşılacağı gibi  $\ln[\Delta P]$ 'ye karşı  $\ln \alpha$  grafik edilirse elde edilecek doğrunun eğimi sıkışma faktörünü (n) verir. Şayet sıkışma faktörü n=0 olursa, kek sıkıştırılmaz denir.

#### 4. Bulgular

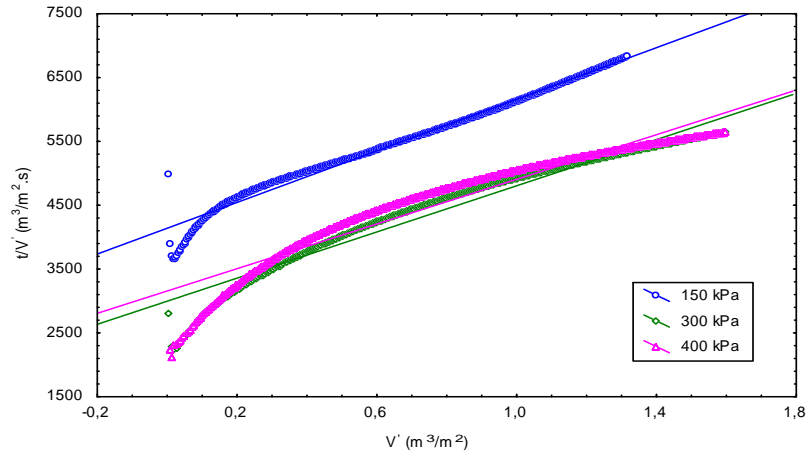
##### 4.1 Parametrelerin Süzülme Özellikleri Üzerine Etkileri

Spesifik kek dirençleri,  $t/V'$  ile  $V'$  arasındaki doğrusal ilişkiden faydalanılarak bulunmuştur.

**4.1.1. Basıncın Süzme Özellikleri Üzerine Etkisi:** Bu incelemede, çapraz akış hızı 0.73 m/s, çamur konsantrasyonu  $20.66 \text{ kg/m}^3$  alınarak,  $2.5 \text{ }\mu\text{m}$  por boyutuna sahip selüloz süzgeç kağıdı ile üç farklı basınç altında çalışılmış ve elde edilen sonuçlar şekil 4’de verilmiştir. Şekil 4 incelendiğinde basınç arttığında akının arttığı görülmektedir. Spesifik kek dirençlerinin basınca bağlılığı kekin sıkışabilirliği hakkında bilgi vermektedir.



Şekil 4. Farklı Transmembran Basınçlarında Zamana Göre Filtrat Akısı



Şekil 5. Çeşitli Transmembran Basınçlarında  $t/V'$  ile  $V'$  Arasındaki İlişki



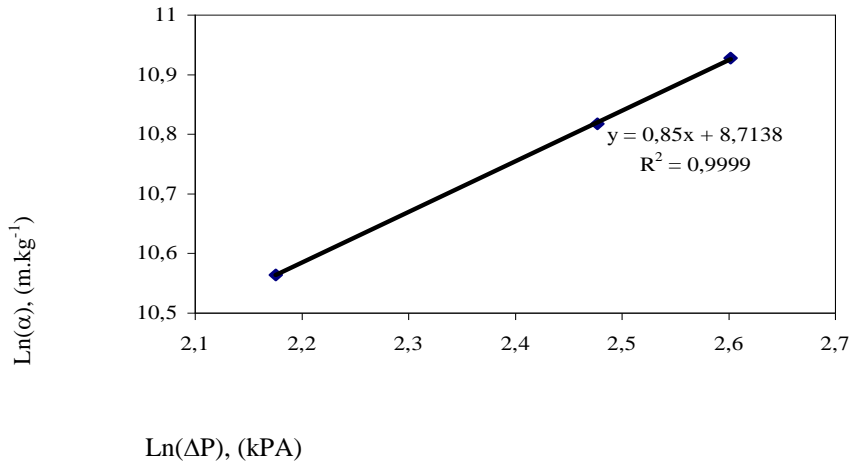
Bu çalışmada MFI değerleri ve spesifik kek dirençleri  $t/V'$  ile  $V'$  arasındaki lineer ilişkiyi faydalanılarak hesaplanmaktadır (şekil 5).

Tablo 1 incelendiğinde görüleceği üzere uygulanan transmembran basıncındaki artma ile birlikte MFI değerlerinde bir azalma olmakla birlikte, spesifik kek dirençlerinde bir artma söz konusudur. Membran dirençleri ise kek dirençleri yanında oldukça küçüktür.

**Tablo 1.** Transmembran Basıncı İle Spesifik Kek Dirençleri ve MFI'nın Değişimi

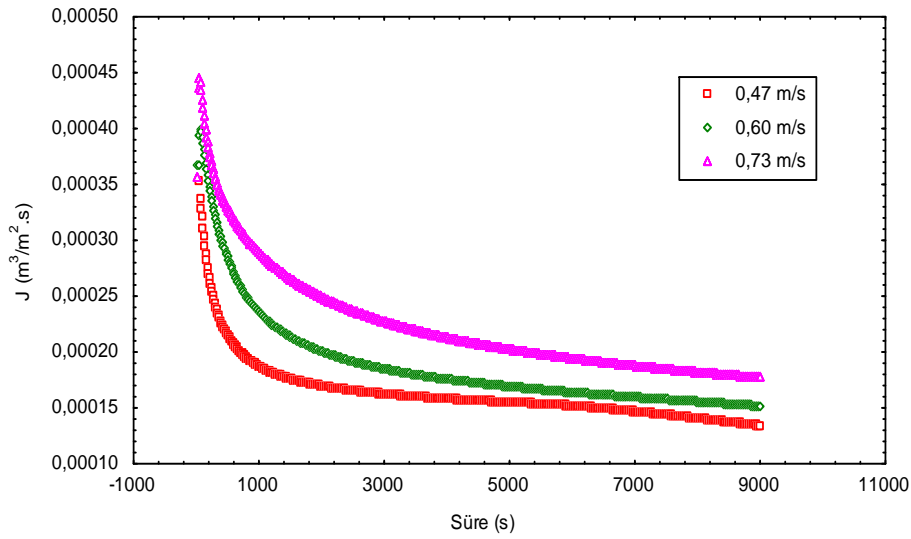
20.66 kg/m <sup>3</sup> Çapraz Akış Hızı= 0.73 m/s				
ΔP (kPa)	MFI (s/m <sup>2</sup> )	$\alpha \times 10^{-10}$ (m/kg)	$J \times 10^5$ (m/s)	$R_m \times 10^{10}$ (m <sup>-1</sup> )
150	2020.4	3.66	14.64	0.0775
300	1808.32	6.56	17.72	0.1123
400	1748.88	8.46	17.73	0.1577

**4.1.2. Kek Sıkışabilirliğinin Belirlenmesi:** Membran üzerinde oluşan kekin sıkışabilirliği, sıkışabilme indeksi(n), ile ifade edilir. Şekil 6 incelendiğinde sıkışabilme katsayısının n=0.85 olduğu görülmektedir. Eğer n değeri sıfır olsaydı membran yüzeyinde oluşan kekin basınçla sıkıştırılmaz olduğu söylenecekti. Oysa “n” değeri 0,85 olduğundan membran yüzeyinde oluşan kek basınçla sıkıştırılabilir özelliktedir.



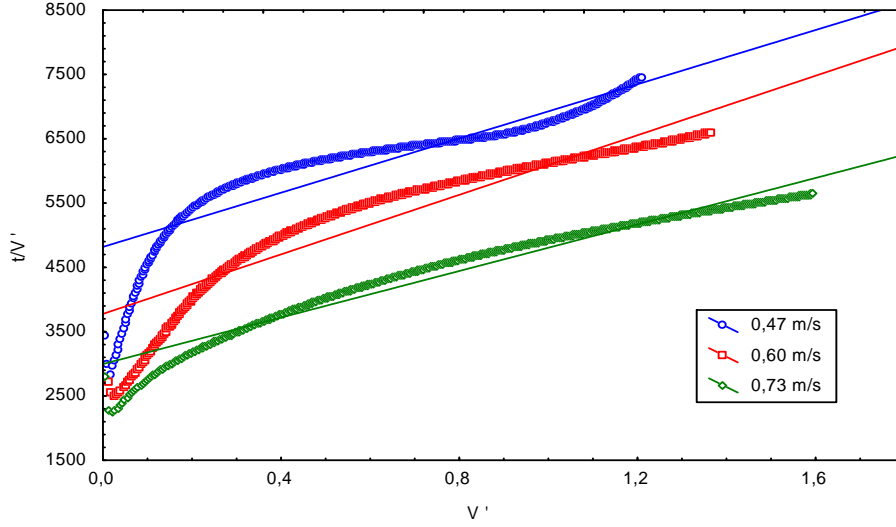
**Şekil 6.** Çeşitli Transmembran Basınçlarına Göre Kek Dirençlerinin Değişimi

**4.1.3. Çapraz Akış Hızının Etkisi:** Çapraz akış hızının spesifik kek dirençleri üzerindeki etkisi  $20.66 \text{ kg/m}^3$ 'lük çamur konsantrasyonunda, üç farklı çapraz akış hızlarında (0.47, 0.60 ve 0.73 m/s) ve 300 kPa basınç altında ve selüloz süzgeç kağıdı kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Bu çalışmaya ait akı-zaman grafiği şekil 7'de verilmiştir.



**Şekil 7.** Çeşitli Çapraz Akış Hızlarına Göre Filtrat Akısının Değişimi

Şekil 7 incelendiğinde, çapraz akış hızındaki artma ile akıda bir artış olduğu görülmektedir. Çünkü artan hız ile birlikte türbülansında artması sonucu kesme kuvvetleri de artar ve membran üzerinde oluşan kekin kalınlığı azalır. Şekilden görüleceği gibi ilk 15 dakikalık sürede akıda hızlı bir azalma mevcut olup bu durum süzme işleminin hemen başında membran üzerinde bir kek tabakası oluşumunun gerçekleştiğini göstermektedir. Daha sonra ki sürelerde akıdaki azalma çok yavaşlamıştır. Spesifik kek dirençlerinin hesaplanmasında  $t/V'$  ile  $V'$  arasındaki lineer ilişkiden faydalanılmış olup, bu çalışmanın  $t/V'$  ile  $V'$  grafiği şekil 8'de verilmiştir.



**Şekil 8.** Çeşitli Çapraz Akış Hızlarına Göre  $t/V'$  ile  $V'$  Arasındaki İlişki

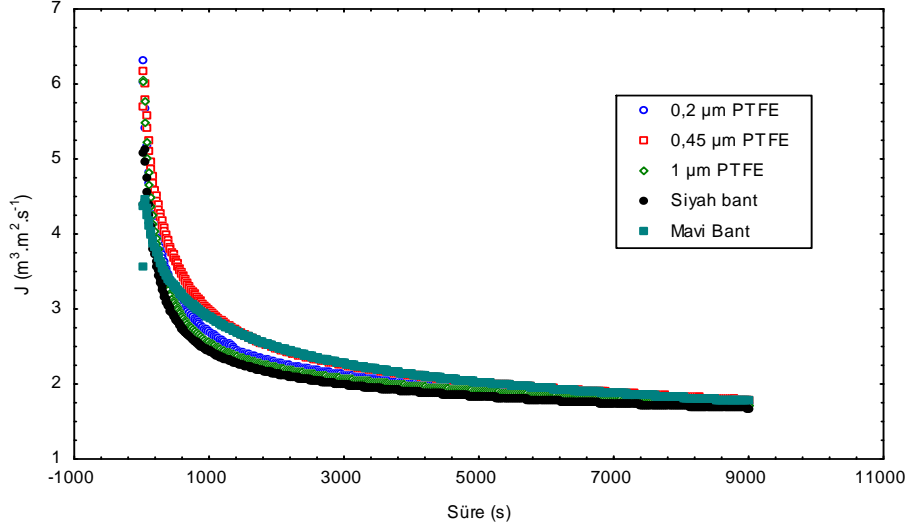
Tablo 2 incelendiğinde görüleceği üzere uygulanan çapraz akış hızındaki artma ile spesifik kek dirençlerinde ve membran dirençlerinde bir azalma söz konusudur. Membran dirençleri de kek direnci yanında çok küçük olup ihmal edilebilir.

**Tablo 2.** Çapraz Akış Hızı İle Spesifik Kek Dirençleri ve MFI'nın Değişimi

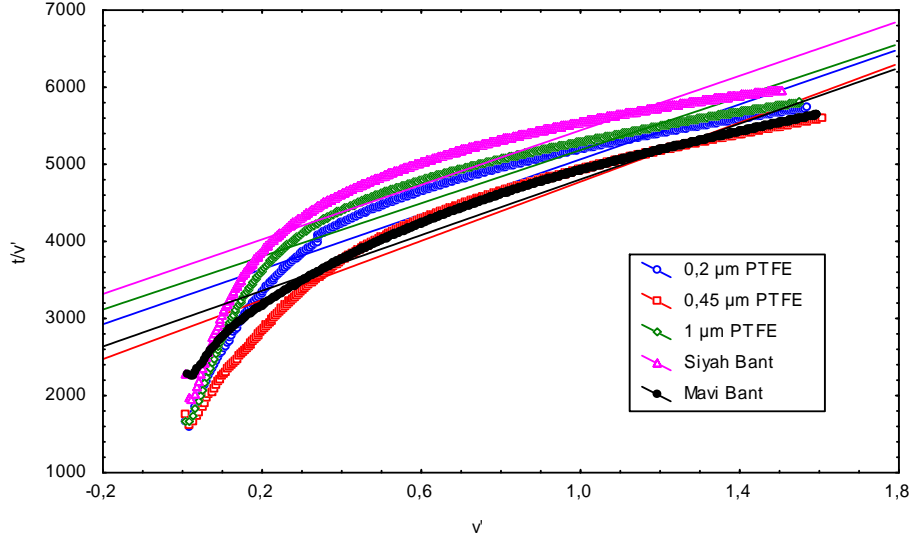
20.66 kg/m <sup>3</sup> ΔP=300 kPa				
Çapraz Akış Hızı (m/s)	MFI (s/m <sup>2</sup> )	$\alpha \times 10^{-10}$ (m/kg)	$J \times 10^5$ (m/s)	$R_m \times 10^{10}$ (m <sup>-1</sup> )
0.47	2107.996	8.40	13.42	0.1805
0.60	2314.592	7.65	15.16	0.1415
0.73	1808.321	6.56	17.72	0.1123

#### 4.1.4. Membran Türü ve Por Boyutunun Etkisi

Membran türü ve por boyutunun spesifik kek dirençleri ve akı üzerindeki etkisi 20.66 kg/m<sup>3</sup>'lük çamur konsantrasyonunda, 8.328 L/dakika çapraz akış hızında, altı farklı membran ile ve 300 kPa basınç altında gerçekleştirilmiştir. Bu çalışmaya ait akı-zaman grafiği şekil 9'da ve Spesifik kek dirençlerinin hesaplanmasında faydalanılan  $t/V' - V'$  grafiği ise şekil 10'da verilmiştir.



Şekil 9. Kullanılan Farklı Membranlara Göre Filtrat Akısının Değişimi



Şekil 10. Kullanılan Farklı Membranlara Göre  $t/V'$  ile  $V'$  Arasındaki İlişki

Tablo 3 incelendiğinde membran türleri ve por boyutlarının değiştirilmesi akıların ve spesifik kek dirençlerinin üzerinde etkili olmadığı gözlenmiştir.

**Tablo 3.** Membran Türü İle Spesifik Kek Dirençleri ve MFI'nın Değişimi

20.66 kg/m <sup>3</sup> ΔP=300 kPa				
Membran Türü ve Por Boyutu	MFI (s/m <sup>2</sup> )	$\alpha \times 10^{-10}$ (m/kg)	$J \times 10^5$ (m/s)	$R_m \times 10^{10}$ (m <sup>-1</sup> )
0.2 μm PTFE	1782.86	6.47	17.44	0.1230
0.45 μm PTFE	1918.05	6.96	17.85	0.1070
1 μm PTFE	1723.19	6.25	17.20	0.1300
20-25 μm Siyah Bant	1768.85	6.42	16.76	0.1380
2.5 μm Mavi Bant	1808.32	6.56	17.72	0.1123

### 5. Tartışma ve Sonuç

Transmembran basıncının incelendiği çalışmalarda, Tablo 1'den de görülebileceği gibi, basıncın artması ile akılar, MFI değerleri ve spesifik kek dirençleri artmıştır. Ancak 300 kPa ve 400 kPa basınçlarında akılar hemen hemen aynı olup, spesifik kek direnci 400 kPa'da daha büyüktür. Spesifik kek direnci basınca bağlı olup şekil 6'dan da görülebileceği gibi sıkışabilme faktörü  $n=0,85$  olduğundan kek sıkıştırılabilir bir kektir.

Çapraz akış hızlarının incelendiği çalışmada, şekil 7'den de anlaşılacağı gibi akı çapraz akış hızıyla artmaktadır. Ayrıca spesifik kek direnci de hızın artması ile artmakta ve aynı zamanda membran direnci azalmaktadır.

Membran türleri ve por boyutlarının incelendiği çalışmalarda ise akıların ve spesifik kek dirençlerinin hemen hemen birbirine yakın olduğu gözlenmiştir. Bu yüzden, deneylerin hemen başında kekin oluştuğundan ve asıl süzme işleminin oluşan kek tarafından gerçekleştirildiğinden dolayı, seçilen membranlarda önemli bir por tıkanmasının meydana gelmediği düşünülmüştür.

### Simgeler Dizini

$\mu$	Dinamik viskozite
$\alpha$	Spesifik kek direnci
$\omega$	Birim alandaki ıslak kek miktarı
$\alpha_0$	Birim basınç farkı için spesifik kek direnci
A	Membranın etkin yüzey alanı
$C_B$	Ana çözeltideki kirletici konsantrasyonu
J	Akı
n	Sıkışma faktörü
$R_c$	Membran yüzeyinde oluşan kekin direnci
$R_m$	Membran direnci
t	Zaman
$\Delta P$	Transmembran basıncı (kPa)
$\Delta \Pi$	Osmotik basınç (kPa)
V	Membrandan geçen süzüntü hacmi

### Kaynaklar

- [1]. Sınırkaya M., Kocakerim MM., Boncukçuoğlu R, et al. Recovery of Boron from Tincal Wastes. Ind. Eng. Chem. Res. 44, 427-433, 2005.
- [2]. Emir B.D. Tincal konsantresinden borik asit ve sodyum sülfat üretimi. Doktora Tezi. İTÜ Kimya Fakültesi, İstanbul, 1979.
- [3]. Ould-Dris A, Jaffrin M.Y., Si-Hassen D, et al. Analysis of cake build-up and removal in cross-flow microfiltration of  $\text{CaCO}_3$  suspension under varying condition, Journal of Membran Science 175, 267-283, 2000.
- [4]. Wiesner MR, Clark MM. Members Associate, ASCE, and Mallevalle, J. Membrane Filtration of Coagulated Suspensions. Env. Eng. Sci., 115, pp. 20-40, 1939.
- [5]. Fradin B, Field RW. Crossflow microfiltration of magnesium hydroxide suspensions: determination of critical fluxes, measurement and modelling of fouling. Separation and Purification Technology 16, 25-45, 1999.
- [6]. Yıldız E, Pekdemir T, Keskinler B, et al. Surfactant-Enhanced Crossflow Filtration in Nitrate Removal from Water. Institution of Chemical Engineering, 74(A), pp. 546-553, 1996.

[7]. Akay G, Keskinler B, Çakıcı A. Et al. 1998. Phosphate Removal From Water by Red Mud Using Crossflow Microfiltration. Wat. Res. 32(3), pp. 717-726, 1998.

[8]. Vyas HK, Mawson AJ, Bennett RJ, Marshall AD. A new method for estimating cake height and porosity during crossflow filtration of particulate suspensions. Journal of Membran Science, 176, 113-119, 2000.

[9]. Frey JM, Schmitz P. Particle transport and capture at the membrane surface in cross-flow microfiltration. Chemical Engineering Science, 55, 4053-4065, 2000.

[10]. Cumming IW, Holdich RG, Ismail B. Prediction of deposit dept and transmembrane pressure during crossflow filtration. Journal of Membran Science, 154, 229-237, 1999.

[11]. Song, L. Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membran fouling. Journal of Membran Science, 139, 183-200, 1998.

[12]. Wang L, Song L. Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: experimental verification of fouling dynamics. Journal of Membran Science, 160, 41-50, 1999.

[13]. Connell H, Zhu J, Bassi A. Effect of particle shape on crossflow filtration flux. Journal of Membran Science, 153, 121-139, 1999.