

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**SÜT ENDÜSTRİSİ ATIKSULARININ MEMBRAN
PROSESLER KULLANILARAK ARITILABİLİRLİĞİ VE
GERİ KAZANIMI**

104755

**T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
Çevre Müh. Alper ATEŞ
(501971436)**

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 22 Ocak 2001
Tezin Savunulduğu Tarih : 6 Şubat 2001**

Tez Danışmanı : Doç.Dr. Mustafa TURAN

Diğer Jüri Üyeleri Doç.Dr. Orhan İNCE (İ.T.Ü.)

Doç.Dr. Mehmet KOBYA (G.Y.T.E.)

ŞUBAT 2001

104755

ÖNSÖZ

Lisans öğrenimimde bitirme ödevi hazırlayarak girmiş olduğum membran konusuna yüksek lisans eğitimimde de devam ettim. Sonuçları açısından üretken olabileceğine inandığım bu çalışmayı 1998 yılında tamamlamama rağmen oluşan şartlar gereği ancak bir tez haline getirebildim. Çalışmalarım esnasında bana gösterdikleri kolaylık ve sabırdan dolayı Sayın Doç.Dr. Mustafa TURAN, Prof.Dr. Dinçer TOPACIK, Doç.Dr. Cumali KINACI ve ayrıca yardımları için Araş.Gör. İsmail KOYUNCU'ya teşekkür ediyorum.

Tez çalışmalarımın son aşamalarında iş açısından her türlü kolaylığı gösteren Genel Koordinatörüm Sayın Bülent ÖCEL'e de bu vesileyle minnettarlığımı bildirmek isterim.

Şubat 2001

Alper ATEŞ



İÇİNDEKİLER

Sayfa No

İÇİNDEKİLER

iii

SEMBOL LİSTESİ

vi

ŞEKİL LİSTESİ

viii

TABLO LİSTESİ

ix

ÖZET

xi

SUMMARY

xii

1.GİRİŞ

1

2. MEMBRAN PROSESLER

2

2.1 Membran Proses Esasları

2

2.2 Membranların Hazırlanması

3

2.2.1 Sinterleme (Sintering) Yöntemi

4

2.2.2 Gerdirme (Stretching) Yöntemi

4

2.2.3 Boşluk Oluşturma (Track-Etching) Yöntemi

5

2.2.4 Faz Ayırma Membranları (Faz Inversion Membran)

5

2.2.4.1 Solvent Buharlaştırma Yolu İle Çökeltme

6

2.2.4.2 Buhar Fazında Çökeltme

6

2.2.4.3 Kontrollü Buharlaştırma İle Çökeltme

6

2.2.4.4 Termal Çökeltme

6

2.2.4.5 Daldırma Çöktürmesi

6

2.2.5 Tabaka (Flat) Membranlar

7

2.2.6 Tüp Membranlar

7

2.2.7 Kompozit Membranların Hazırlanması Teknikleri

8

3. MEMBRAN PROSES ÇEŞİTLERİ

11

3.1 Ters Osmoz (RO) Prosesinin Mekanizması

13

3.1.1 Membran Malzemeleri

14

3.2 Elektrodializ (ED) ve Ters Elektrodializ (EDR)

15

3.2.1 İyon Taşınması

16

2.2.2 Kutup Değiştirilmesi

17

3.2.3 Membranın Özellikleri

18

3.3 Ultrafiltrasyon (UF)

19

3.4 Nanofiltrasyon (NF)

19

3.5 Atık Maddelerin Uzaklaştırılması

20

	<u>Sayfa No</u>
4. MEMBRANLARDA KÜTLE TRANSFERİ	21
4.1 Sorpsiyon- Difüzyon modeli (Sorption- diffusion model)	21
4.2 İnce Porozlu Kapiler Model	24
4.3 Por (Gözenek) Modeli	26
4.4 Membran Yüzeyinde Kütle Transfer Direnci (Konsantrasyon Polarizasyonu)	27
4.4.1 Membran Kontrollü Kütle Transferi	28
4.4.1.1 Kütle Transfer Katsayıları Kavramı	28
4.4.1.2 Asimetrik Membran Yapısını Etkisi	30
4.4.2 Jel Tabakası Kontrollü Kütle Transferi	31
5. MODÜL DİZAYNI VE KARAKTERİSTİKLERİ	33
5.1 Tüp Modülü	34
5.2 Plak ve Çerçeve Modülü	35
5.3 Kapiler Modül	36
5.4 Boşluklu Lif (Fiber) Modülü	36
5.5 Spiral Sargılı Modül	38
5.6 Kaskatlar (Membran Arıtma Sistemlerinin Dizaynı)	39
5.6.1 Ayırma Ünitesi	39
5.6.2 Kaskatlar	40
6.SÜT VE GIDA ENDÜSTRİSİNDE MEMBRAN UYGULAMALARI	41
6.1 Süt Ayrıştırılması (UF)	45
6.2 Peynir Üretimi (UF)	45
6.3 Sütün Mikrofiltrasyonu	46
6.4 Peynir Suyu ve Sütün Konsantrasyonu	49
6.5 Peynir Suyunun Ultrafiltrasyonu	51
6.6 Peynir Suyu Demineralizasyonu	51
7. DENEYSEL ÇALIŞMALAR	53
7.1 Deneyin Amacı	53
7.2 Deneysel Çalışma	57
7.2.1 Membran Pilot Tesis	57
7.2.2. Çalışma Yöntemi	58
8. DENEYSEL ÇALIŞMA SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ	63
8.1. Süzüntü akısı	63
8.2. Özgül Enerji Tüketimi	65

	<u>Sayfa No</u>
8.3. Toplam sertlik	66
8.4. İletkenlik	67
8.5. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)	67
8.6. Askıda katı Madde (AKM)	67
8.7. Bulanıklık	68
8.8. Sonuçlar	70
KAYNAKLAR	72
EKLER	74
ÖZGEÇMİŞ	94



SEMBOL LİSTESİ

J	: Akı ($\text{kg/m}^2.\text{s}$)
E	: Aktivasyon enerjisi (J/mol)
E	: Elektrokimyasal enerji (V)
R	: Direnç (ohm)
T	: Sıcaklık ($^{\circ}\text{C}$)
π	: Ozmotik Basınç (bar)
Σ_{mi}	: Çözeltideki iyonik ve aniyonik maddelerin molaliteleri toplamı
ρ	: Yoğunluk (kg/m^3)
D	: Difüzyon katsayısı (m^2/s)
m	: Kütle (kg)
M	: Ortalama molar kütle
v	: Hız (m/s)
A	: Membran sabiti (m/s.bar)
B	: Membran sabiti (m/s)
c	: Molar konsantrasyon (kmol/m^3)
w	: Kütleli oran
P	: Basınç (bar)
α_p	: Amprik basınç katsayısı
Δp	: Membran yüzeyleri arasındaki basınç farkı (bar)
$\Delta \pi$	: Ozmotik basınç farkı (bar)
β_t	: Sıcaklık katsayısı
Δy	: aktif tabaka kalınlığı (m)
R	: Gerçek tutma katsayısı
R_{ap}	: Görünen tutma katsayısı
K1	: Membran özgül sabiti
K2	: Membran özgül sabiti
ΔH_{hd}	: Hidrasyon enerjisi (kJ/mol)
L	: Kapiler boru uzunluğu
d	: Kapiler boru çapı
H	: Membran kalınlığı
μ	: Kapiler boru uzunluğu için sapma faktörü
d_b	: Hidrolik çap
ξ	: Kayıp katsayısı
ε	: Porozite
S_v	: Hacimsel özgül yüzey
v_o	: Kesitteki ortalama hız (m/s)
Re	: Reynolds sayısı
η	: Süzüntü viskozitesi
δ	: Konsantrasyon sınır tabakası kalınlığı
r_s	: hacim elemanı içindeki madde üretimi
k	: Kütle transfer katsayısı
v_p	: süzüntü akımı

v_s

: çözücü akısı



ŞEKİL LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1 : Fazların Şematik Gösterimi	2
Şekil 2.2 : Sintering prosesinin şematik ifadesi	4
Şekil 2.3 : Boşluk oluşturma yöntemi ile poros membran hazırlanması	5
Şekil 2.4 : Tabaka Membranların Üretim Şeması	7
Şekil 2.5 : Kuru -Islak Sarma Şematik Şekli	8
Şekil 2.6 : Spinneret'e ait iki kesit	8
Şekil 2.7 : Kompozit membranlar için şematik diyagram	9
Şekil 3.1: Ters Osmoz teorisinin şekli	13
Şekil 3.2 : Bir iyonik çözelti üzerinde doğru akımın etkisi	17
Şekil 3.3 : Elektrodializ kümesi	17
Şekil 3.4 : Ters elektrodializ prosesi	18
Şekil 4.1: Konsantrasyon ve basınç dağılımı	22
Şekil 4.2 : Konsantrasyon polarizasyonu	28
Şekil 5.1: Tüp modülün dizayn prensibi	34
Şekil 5.2: Plak ve çerçeve modülü	35
Şekil 5.3: Kapiler Modül	36
Şekil 5.4 : Boşluklu lif modülünde süzüntü akışı	37
Şekil 5.5 : Spiral sargılı modül	39
Şekil 6.1 : Cheddar Peynir Üretimi	46
Şekil 6.2 : Sabit basınç veya yüksek akılı, düşük tıkanmalı mikrofiltrasyon	47
Şekil 6.3: Esas süt bileşiklerinin boyut dağılımı..	48
Şekil 6.4 :Sütün MF'u süresince basınç profilleri ve Akı değişimleri	48
Şekil 6.5 -A: Peynir Suyu ve diğer Süt ürünlerinde RO kullanımı	49
Şekil 6.6 -B: Peynir suyu ve süt ürünlerinde RO kullanımı	50
Şekil 7.1: Missüt fabrikası kimyasal-biyolojik arıtma tesisi yerleşim planı	56
Şekil 7.3: Membran deney tesisi görünüşü	61
Şekil 8.1: NF da süzüntü akısının farklı basınçlar altında zamanla değişimi	64
Şekil 8.2: RO da süzüntü akılarının farklı basınçlar altında zamanla değişimi	64
Şekil 8.3: NF membranında özgül enerji tüketiminin zamanla değişimi	65
Şekil 8.4: RO membranında özgül enerji tüketiminin zamanla değişimi	66
Şekil 8.5: NF membranında Toplam Sertliğin zamanla değişimi	66
Şekil 8.7: NF membranında besleme süzüntüde KOİ'nin zamanla değişimi	68
Şekil 8.8 : RO membranı için besleme ve süzüntüde KOİ değişimi	68
Şekil 8.9: NF membranında besleme ve süzüntüde AKM değişimi	69
Şekil 8.10: RO membranında besleme ve süzüntüde AKM değişimi	69
Şekil 8.11: NF membranında bulanıklık parametresinin süzüntü ve beslemede değişimi	69
Şekil 8.12: RO membranında bulanıklık parametresinin süzüntüde ve beslemede değişimi	70

TABLO LİSTESİ

Sayfa No

Tablo 2.1: Membran proseslerin sürücü kuvvetlere göre sınıflandırılması	3
Tablo 3.1: Membran proseslerde fonksiyon dağılımı	11
Tablo 4.1: Çeşitli iyonların hidrasyon entalpileri	25
Tablo 4.2: m katsayısı üzerinde iyonik mukavemetinin etkisi	26
Tablo 4.3 :Basitleştirilmiş membran modeli (iki tabakalı model)	30
Tablo 5.1 : Uygun modül tipleri	33
Tablo 5.2: Çeşitli membran ayırma proseslerine etki eden transport dirençleri	34
Tablo 5.3 : Boşluklu lif ve kapiler modüllerin karşılaştırılması	37
Tablo 5.4 : Değişik dengelerdeki terimlerin belirlenmesi	38
Tablo 6.1: Gıda Endüstrisinde membran uygulamaları	42
Tablo 6.2 : RO'nun besin endüstrisinde uygulamaları	43
Tablo 6.3: RO'nun besin endüstrisinde avantaj ve dezavantajları	43
Tablo 6.4 : Buharlaştırma ve Ters Osmoz'un enerji harcamalarının karşılaştırılması	44
Tablo 6.5: UF peynir yapımı teknik karakteristikleri	46
Tablo 7.1: Süt endüstrisi atıksularının karakterizasyonu	53
Tablo 7.2 : Missüt fabrikasında proses içinde oluşan atıksu miktarları	54
Tablo 7.3: Kimyasal-Biyolojik arıtma tesisi giriş ve çıkış sularının kimyasal kompozisyonu	55
Tablo 7.4: Deneylerde ölçülen parametreler	62
Tablo 7.5:Giderim verimleri	62
Tablo 8.1: NF'da her bir basınç kademesi için ortalama akı değerleri	63
Tablo 8.2: RO'da her bir basınç kademesi için ortalama akı değerleri	64
Ek.1 : NF deneyleri	74
Ek 2: NF deneyleri	75
Ek 3: NF deneyleri	76
Ek.4 : NF deneyleri	77
Ek.5 : NF deneyleri	78
Ek.7 : NF deneyleri	79
Ek.8 : NF deneyleri	80
Ek.9 : NF deneyleri	81
Ek.10 : NF deneyleri	82
Ek.11 : NF deneyleri	83
Ek.13 : NF deneyleri	84
Ek.14 : NF deneyleri	85
Ek.15 : NF deneyleri	86
Ek.16 : NF deneyleri	87
Ek.17 : NF deneyleri	88
Ek.18 : RO deneyleri	89
Ek.19 : RO deneyleri	90
Ek.20 : RO deneyleri	91
Ek.21 : RO deneyleri	92

Ek.22 : RO deneyleri



SÜT ENDÜSTRİSİ ATIKSULARININ MEMBRAN PROSESLER KULLANARAK ARITILABİLİRLİĞİ VE GERİ KAZANIMI

ÖZET

Nanofiltrasyon (NF) ve ters osmoz (RO) membranları süt endüstrisi atıksularının arıtılması ve geri kazanımı için kullanılmıştır. Pilot tesis çalışması, 2m² yüzey alanı olan film kompozit tip NF (TCF-S) ve RO (TCF-HR) membranları ile yürütülmüş, sistem akışölçer, basınç sensörleri, kartuş filtre ve pompalar ile donatılmıştır. Tek membran için geri kazanma, RO ve NF için sırasıyla %16 ve 30 olmaktadır. Süzüntü akısı operasyon boyunca zamana bağlı olarak düşüş göstermiş, basınçtaki artışla birlikte süzüntü akısı da artmıştır. Aynı basınç değerinde, RO daki süzüntü akısı NF dekinden daha düşüktür. Her iki membranda 60 saatlik bir çalışmadan sonra süzüntü akısı yaklaşık olarak %50 azalmıştır. Özgül enerji tüketimi, zamana bağlı olarak artmış, basınçtaki artışa bağlı olarak da azalmıştır. Birim m³ süzüntü suyu başına ortalama enerji tüketimi NF ve RO membranları için sırasıyla 6 ve 10 kWh/m³ mertebesinde. NF ve RO membranlarının işletme masrafları sırasıyla U.S.\$0.45/m³ and 0.75 U.S.\$/m³ olarak belirlenmiştir. Toplam sertlik, kimyasal-biyolojik arıtma tesisindeki arıtma prosesi dolayısıyla çıkışta artmış, bu da NF membranı kullanımını gerektirmiştir.

Toplam sertlik giderimi, NF ve RO için sırasıyla %74-100 ve %94-100 olmaktadır. İletkenlikteki tutma NF için %94-98, RO için ise %92-95 arasında; NF deki KOİ giderimi %95-98 ve RO daki KOİ giderimi %92-95 arasında yüksek mertebededir. Membran proseslerinin süt endüstrisinde gerek arıtma tesisi öncesi ve gerekse çıkış suyunda uygulanabilirliği gösterilmiş ve üretilen suyun tekrar kullanılabilme potansiyelinin bulunduğu ortaya koymuştur.

ANAHTAR KELİMELER: Süt endüstrisi atıksuları, nNanofiltrasyon, ters osmoz, süzüntü akısı, özgül enerji tüketimi, KOİ giderimi

REUSE AND TREATABILITY OF DIARY INDUSTRY WASTEWATER USING MEMBRANE PROCESSES

SUMMARY

Nanofiltration (NF) and Reverse osmosis (RO) were evaluated for treatment of the effluent of chemical-biological treatment plant and the original effluent of dairy industry respectively. It was used a thin film composite type of spiral wound membrane (2 m² area) with The NF (TFC-S) and the RO (TFC-HR). The runs were conducted at approximately 16 and 30% water recovery of a single membrane at different pressures and flowrates for the RO and NF respectively. Permeate flux declined rapidly at beginning of the run and then appeared remain approximately constant after 50 h of operation at different pressures. Specific energy consumption increased as a function of time and decreased with increasing pressure for each membrane. The average of specific energy consumption was obtained at 6 and 10 kWh/m³ for the NF and RO units respectively. Therefore, the NF and RO operational costs were estimated at U.S.\$ 0.45/m³ and U.S.\$ 0.757m³ respectively. The operational costs of treatment of the dairy industry effluent with the chemical-biological proses followed by NF membrane and with only the RO membrane were nearly equal. In the effluent containing high concentration, total hardness of the NF feed and RO feed reduced from 1425 to 280 mgCaCO₃/l (80% removal) and from 480 to 15 mgCaCO₃/l (97% removal) respectively. The conductivities of the NF feed, permeate were obtained approximately to the RO feed, permeate. COD of the NF feed and RO feed also reduced from 470 to 9 mg/l(98% removal) and from 10500 to 80 mg/l(99% removal) respectively. Therefore, it was found that the product water has reuse potential for dairy industry.

KEYWORDS: Dairy industry wastewater, nanofiltration, reverse osmosis, permeate flux, specific energy consumption, COD removal.

1. GİRİŞ

Uygun kalitedeki su kaynaklarının artan nüfus ve endüstrileşmeye paralel olarak gün geçtikçe azalması geri kazanım tekniklerini önemli bir hale getirmiştir. Kompleks organik bileşenler tarafından oluşturulan kirliliğin konvansiyonel arıtma yöntemleri ile yeterli ve etkin bir şekilde arıtılması mümkün olmamaktadır. Membran prosesler ile etkin bir şekilde geri kazanım mümkündür. Suyun yoğun olarak kullanıldığı endüstrilerde kullanımı çok yaygındır. Küçük sistemlere adapte edilebilmeleri, sistemin daha sonra kolaylıkla geliştirilebilmesi, membran teknolojilerindeki ilerlemeye paralel olarak ilk yatırım ve işletme maliyetlerinin sürekli bir şekilde azalması bu prosesi avantajlı hale getirmektedir.

Çeşitli türlerde ve boyutlarda membranlar bulunmaktadır. Sisteme verilen suyun içeriğine ve süzüntü kalitesi ihtiyacına göre farklı membranlar kullanılmaktadır. Başlıca membran türleri Ters Osmoz (RO), Nanofiltrasyon (NF), Mikrofiltrasyon (MF), Elektrodializ (ED), Ters Elektrodializ (EDR) olarak gösterilebilir. Ters Osmoz (RO) sıvının ozmotik basıncından daha yüksek bir basınç uygulanarak yarı geçirgen bir membrandan geçirilmesi esasına dayanır. Nanofiltrasyon (NF) ise RO'a göre daha düşük basınçlarda çalışır ve genellikle çift değerli iyonların giderilmesinde kullanılır. “Yumuşatma membranı” veya “düşük basınçlı RO” olarak bilinir.

Membran prosesleri süt ve süt ürünleri endüstrisinde sütün ayrıştırılması, peynir altı suyunun işlenmesi ve proses atıksularının ayrıştırılmasında geniş ölçüde uygulanmaktadır. Süt %88 su, %3,2 protein, (%2,5 kazein ve %0,70 albumin), %3,60 yağ, %4,50 laktoz ve %0,80 külden oluşmaktadır (Nemerow, 1978)

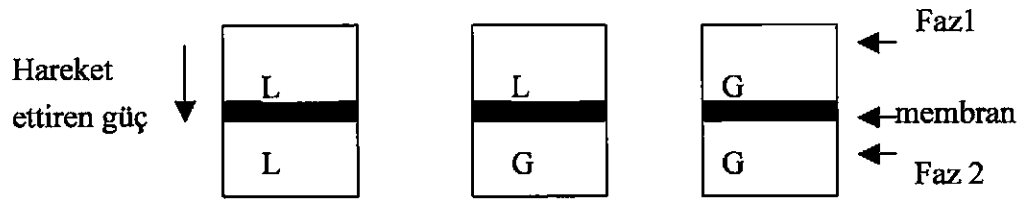
Süt ve süt ürünleri endüstrisi atıksuları ekipman ve tankların yıkama suları, ısıtma ve soğutma sistemlerinde gelen temiz sular, evsel atıksular ile pastörizasyon ve peynir atıksularından oluşur. Bu atıksular genellikle yüksek miktarda çözünmüş organik maddelerden teşekkül ettiğinden fermentasyona uğrayıp ananerobik ve kötü kokulu bir kaynak haline dönüşür.

Türkiyede bulunan süt endüstrilerinde atıksuların geri kazanılarak proses içerisinde tekrar kullanımı fazla tercih edilmemektedir. Bu çalışmanın amacı gün geçtikçe sıklaşılan su kalitesi standartları ve atıksuların geri kazanılması amaçlı çalışmalara uygun olarak süt ve süt endüstrisi atıksularının membran teknolojisi ile arıtılarak geri kazanılması imkanlarının araştırılmasıdır.

2. MEMBRAN PROSESLER

2.1 Membran Proses Esasları

Her bir membran prosesi, partiküler madde ayırımı yapan bir proses olarak açıklanır (Şekil 2.1). Burada L, sıvı fazı ve G gaz fazını göstermektedir. Akı (Flux) (J), aşağıdaki şekilde tanımlanır (Mulder, 1996).



Şekil 2.1 : Fazların Şematik Gösterimi (Mulder, 1996)

$$J = - A (dX/ dx) \quad (2.1)$$

$$J = Akı \text{ (Flux)}$$

$$A = \text{katsayı}$$

$$(dX/ dx) = \text{hareket ettiren güç}$$

$$X = \text{sıcaklık, konsantrasyon, basınç}$$

$$x = \text{membrana dik doğrultu}$$

Olayın Denklemleri

$$\text{Kütle Akısı} : J_m = - D. dc/dx \quad (\text{Fick}) \quad (2.2)$$

$$\text{Hacim Akısı} : J_v = -L_p. dp/dx \quad (\text{Darcy}) \quad (2.3)$$

$$\text{Isı Akısı} : J_h = -a. dT/ dx \quad (\text{Fourier}) \quad (2.4)$$

$$\text{Momentum Akısı} : J_n = -\nu dv / dx \quad (\text{Newton}) \quad (2.5)$$

$$\text{Elektrik Akısı} : J_i = -1/R. dE/dx \quad (\text{Ohm}) \quad (2.6)$$

$$E = \text{Aktivasyon enerjisi (J/mol)}$$

$$E = \text{Elektrokimyasal enerji (V)}$$

R= Direnç ($\text{cm}^2 \cdot \text{S} \cdot \text{Bar}/\text{cm}^2$)

T = Cam- Kauçuk geçiş sıcaklığı (K)

Tablo 2.1: Membran proseslerin sürücü kuvvetlere göre sınıflandırılması (Mulder, 1996).

Membran prosesler	Faz 1	Faz 2	Hareket gücü
Mikrofiltrasyon	L	L	ΔP
Ultrafiltrasyon	L	L	ΔP
Hiperfiltrasyon (HF), (RO)	L	L	ΔP
Gaz seperasyonu	G	G	ΔP
Dializ	L	L	ΔC
Osmoz	L	L	ΔC
Pervaporasyon	L	G	ΔP
Elektrodiyaliz	L	L	ΔE
Termo-osmoz	L	L	$\Delta T/\Delta P$
Membran distilasyonu	L	L	$\Delta T/\Delta P$

2.2 Membranların Hazırlanması

Malzemelerin yapılarına ve cinslerine göre çok çeşitli membran hazırlama tekniğı mevcuttur. Yapılarına ve ayırma prensiplerine göre 3 çeşit temel membran vardır (Mulder, 1996).

- Porozlu membranlar (mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon)
- Porozlu olmayan membranlar (gaz ayırması, pervaporasyon)
- Sıvı membranlar (ara- taşıyıcılı transport)

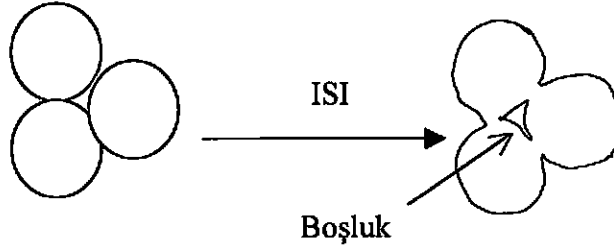
Membranlar açıklanırken daima basit ve anlaşılabilir olmasına dikkat edilmelidir. Bununla birlikte olayları tam karakterize eden bir ifade şekli yoktur. Mesela RO membranları Porozlu ve porozlu olmayan membranların arasında bulunurlar. Bu sebepten RO ‘yu tam karakterize etmek mümkün değildir.

Organik (polimerik) ve inorganik membranların hazırlanmasında kullanılan en önemli teknikler (Mulder, 1996):

- Sinterleme (Sintering)
- Gerdirme (Stretching)
- Boşluk Oluşturma (Track-Etching)
- Faz Dönüşümü (Phase inversion)
- Kaplama (Coating)

2.2.1 Sinterleme (Sintering) Yöntemi

Organik veya inorganik materyalden poroz membran elde etmek için kullanılan en basit tekniktir. Bu metod bilinen dane boyutundaki toz zerreleri önce preslenir, daha sonra sıcaklık altında sinterlenmesi sağlanır.



Şekil 2.2 : Sintering prosesinin şematik ifadesi (Mulder, 1996)

Toz malzeme olarak çok çeşitli maddeler kullanılır :

- Polimerler (polietilen, politetrafloroetilen, polipropilen)
- Metaller (paslanmaz çelik, tungsten)
- Seramik (alüminyum oksit, çinko oksit)
- Grafit (karbon)
- Cam (silikat)

Hasıl olan membranın boşluk boyutu (pore size), tozu oluşturan daneciklerin boyutlarına ve presin içindeki dağılıma bağlıdır. Partikül boyutu ne kadar küçük olursa, bu partikülden elde edilen membranın da boşluk boyutu o kadar küçük olur. Bu yöntem ile 0.1-10 μm boyutlarında olan membranlar üretilabilmektedir.

Politetrafloroetilen'den membran üretiminde kullanılan en iyi ve uygun teknik sinterleme yöntemidir. Kimyasal ve ısı bakımlarından bu polimer çözünür olmadığından, membran üretiminde çok kullanılmaktadır. Sadece mikrofiltasyon membranları bu yöntemle hazırlanabilmektedir.

Porozlu polimerik membranların porozitesi düşük olup 0.1-0.2 μm arasında değişmektedir. Buna karşılık porozlu membranların poroziteleri 0.8'e kadar çıkabilmektedir.

2.2.2 Gerdirme (Stretching) Yöntemi

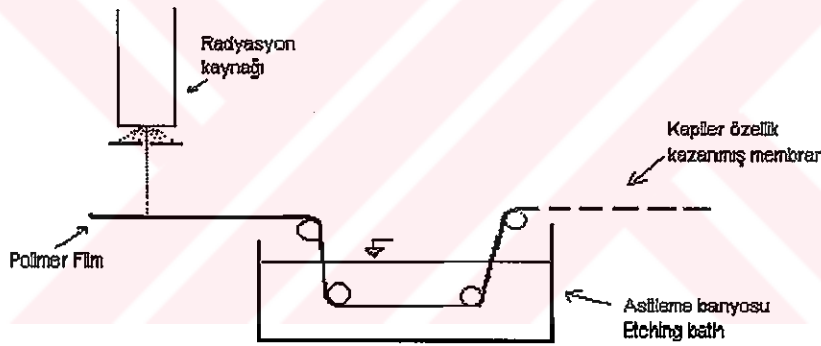
Politetrafloroetilen, polipropilen, polietilen gibi kısmen kristalleşebilen polimerik materyallerden önce, ince filmler veya folyolar üretilir. Daha sonra bu filmler kristal yapıları paralel olacak şekilde, extrusion doğrultusuna dik doğrultuda gerdirilir

(stretching yapılır). Bu mekanik germe sonucu boşluk boyutları 0.1-0.3 μm arasında olan poroz yapıli membran elde edilir. Bu teknik bilhassa yarıpolimerik malzemelere uygulanır. Bu membranların porozitesi 0.90'a kadar çıkar.

2.2.3 Boşluk Oluşturma (Track-Etching) Yöntemi

Bu yöntemle üretilen membranlarda boşluk boyutu ve boşluk geometrisi çok basittir. Genellikle polikarbonatlardan elde edilmiş film veya folyolar, film düzlemine dik doğrultuda yüksek enerjili partikül radyasyonuna maruz bırakılır. Partiküller polimerler üzerinde delikler açarlar. Sonra film asit veya alkali banyosuna daldırılarak bu delikler düzgün hale getirilirler. Bu sırada membran dar boşluklu bir görünüm kazanır.

Böyle bir membranda boşluk boyutları 0.02-10 μm arsında değişir. Fakat yüzey porozitesi 0.1 gibi düşük bir değerdedir. Malzeme seçimi malzemenin kalınlığına, daha doğrusu mevcut enerji ile partiküllerin nüfuz edebileceği maksimum derinliğine bağlıdır. Partiküllerin enerjisi artırılabilirse malzemenin kalınlığı da artırılabilir. Hatta inorganik maddeler (mesela mika gibi) dahi kullanılabilir.



Şekil 2.3 : Boşluk oluşturma yöntemi ile poroz membran hazırlanması (Mulder, 1996)

Hülasa, bu yöntemle porozite radyasyon fazında oluşur. Boşlukların açılması, temizlenmesi asit banyosu (etching) fazında meydana gelir.

2.2.4 Faz Ayırma Membranları (Faz Inversion Membran)

Burada bir polimer, kontrollu şartlarda bir sıvı pozisyonundan bir katı pozisyonuna döndürülür. Katılaştırma prosesinin başlangıcında bir sıvı iki farklı sıvıya ayrılır, daha yoğun polimer konsantrasyonuna sahip faz katılaşıp.

Burada değişik teknikler uygulanır. Bu teknikler; solvent buharlaştırma, kontrollu buharlaştırma ile çöktürme, buhar fazından çöktürme ve dalma (immersion)

çökeltmesi olarak verilmektedir. Faz ayırma membranlarının büyük çoğunluğu “dalma çökeltmesi” yolu ile üretilmektedir.

2.2.4.1 Solvent Buharlaştırma Yolu İle Çökeltme

Faz ayırma membranlarının üretiminde kullanılan en basit yöntemdir. Bu yöntemde bir polimer bir solvent içinde çözülür. Daha sonra polimer çözeltisi cam plaka veya başka bir kalıp üzerine boşaltılır. Bu kalıp malzemeleri bazen non-woven polyester malzemeler gibi poroz olabilecekleri gibi, metal, cam veya polymethacrylate gibi polimer veya teflon gibi non poroz malzemelerden yapılabilir. Solvent bu kap içinde buharlaşmaya terk edilirken, kapta yoğun homojen yapıya sahip bir membran elde edilmiş olur.

2.2.4.2 Buhar Fazında Çökeltme

Bu metod 1918 yıllarında Zsigmondy tarafından kullanıldı. Burada polimer ve bir solventten oluşan döküm filmi solvante doymuş çözünmeyen bir maddenin bulunduğu ortam içine yerleştirilir. Buhar fazındaki yüksek konsantrasyonlu solvent, filminden solventin buharlaşmasını önler. Bu sırada ad non solvent dökme filmin içine nüfuz ederek membranının teşekkülünü sağlar. Üst tabakası olmayan bir membran oluşmuş olur.

2.2.4.3 Kontrollü Buharlaştırma İle Çökeltme

Burada polimer , bir solvent ile bir non-solvent içinde çözülür. Solvent , non-solvent'e nazaran daha çabuk buharlaşabildiği için buharlaşma sonucunda non-solvent ve polimerden oluşan kompozit bir membran ortaya çıkar.

2.2.4.4 Termal Çökeltme

Karışık veya sadece bir solventin içindeki polimer çözeltisi soğumaya terk edilir. Bu sırada faz ayırımı meydana gelir. Bu şekilde zar membranı elde edilir. Bu metod ile mikrofiltrasyon membranları elde edilir.

2.2.4.5 Daldırma Çöktürmesi

Ticari olarak üretilen membranların büyük çoğunluğu bu yöntem'e göre hazırlanır. Burada bir polimer çözeltisi (veya polimer +solvent) uygun bir kalıbın üzerine dökülür ve daha sonra non-solvent ihtiva eden bir koagülasyon banyosu içine daldırılır. Solvent ve non-solventin değişimi sırasında çökelme meydana gelir.

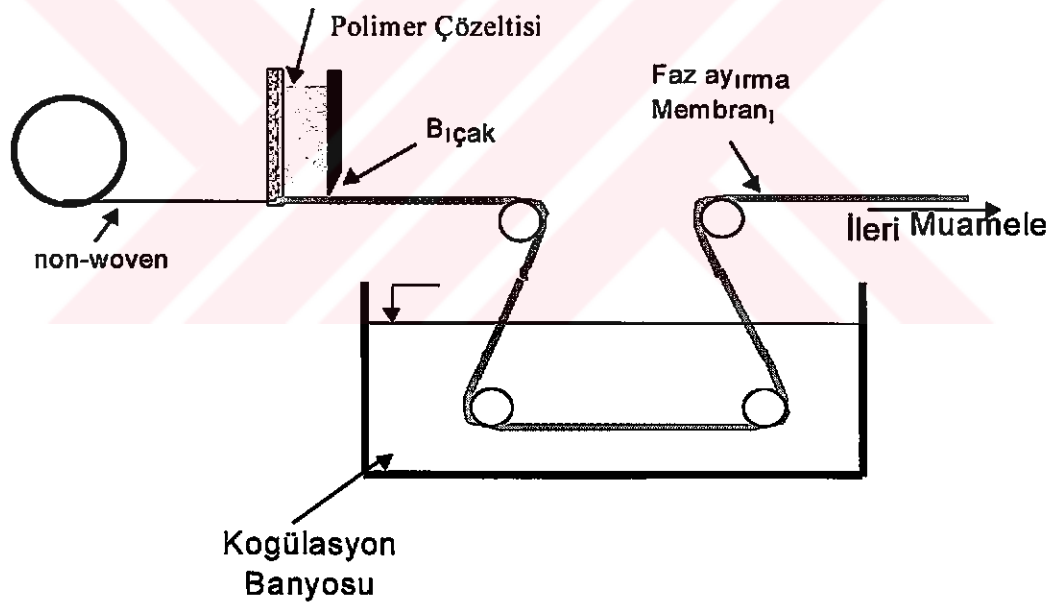
Bu gün en çok kullanılan membranlar, daldırma çöktürmesi ile elde edilmiş membranlardır. Faz ayırma da çok çeşitli polimerler kullanılır. Burada en önemli husus polimer'in bir solventte veya solvent karışımında çözülebilir olmasıdır.

Aşağıda daldırma çökmesinin uygulandığı tekniklerin prensipleri verilecektir. Ön ve son işlemler açıklanmayacaktır. Çünkü bu işlemler polimerden polimere ayrıcalık göstermektedirler.

2.2.5 Tabaka (Flat) Membranlar

Bu membranlar ya tabaka halinde ya da spiral sarılmış halde kullanılırlar. Genel hazırlama şeması Şekil 2.4’de verilmiştir. Polimer çözeltisi doğrudan doğruya polyester (non-woven) bir örtü üzerine dökülür. bu yöntemle 50-500 μm arasında kalınlık elde edilir. bu yayılan film daha sonra non-solvent ihtiva eden bir banyoya daldırılır. Banyoda polimer çökmesi meydana gelir. Burada solvent /non-solvent çiftinin seçimi çok önemlidir. Membranın hazırlanmasında etkili olan diğer faktörler; polimerin konsantrasyonu, havalandırma süresi, rutubet, sıcaklık, koagülasyon banyosu katkı malzemeleridir.

1000 cm^2 ‘den küçük düz tabaka şekilli membranlar elle veya yarı otomatik olarak üretilirler. Bu membranlar non-woven malzeme yerine cam veya metal bir elemanın üzerine dökülebilirler.



Şekil 2.4 : Tabaka Membranların Üretim Şeması (Mulder, 1996)

2.2.6 Tüp Membranlar

Bu membranların yapıları aynı fakat geometrik şekilleri farklıdır. Çaplarına göre gruplandırılırlar :

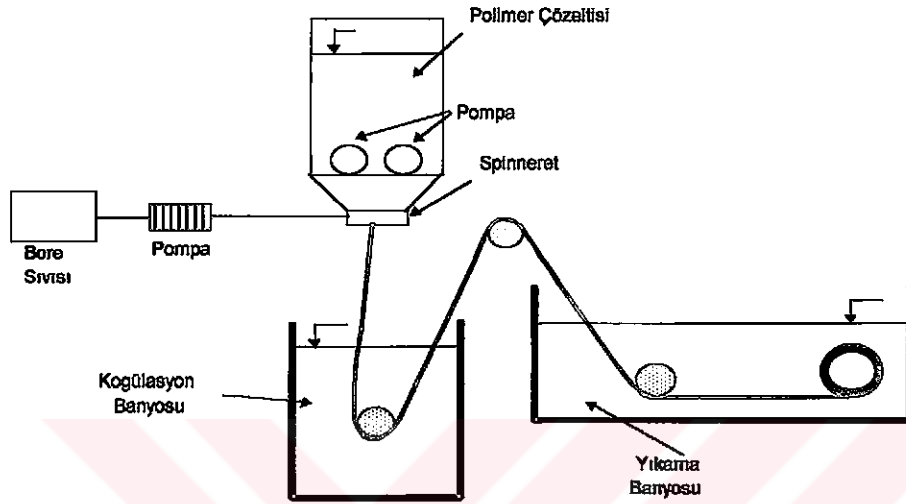
İçi boş fiber membranlar $\phi < 0.5 \text{ mm}$

Kapiler membranlar $0.5 < \phi < 5 \text{ mm}$

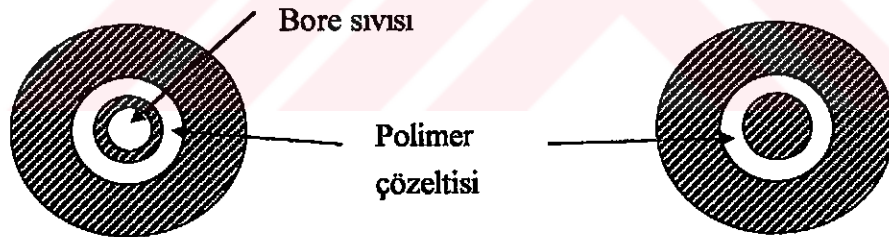
Tüp membranlar $\phi > 5 \text{ mm}$

İçi boş ve kapiler membranlar üç farklı metoda göre hazırlanabilir. Bunlar :

- Islak sarma
- Rutubetli sarma
- Kuru sarma



Şekil 2.5 : Kuru -Islak Sarma Şematik Şekli (Mulder, 1996)



Şekil 2.6 : Spinneret'e ait iki kesit (Mulder, 1996)

2.2.7 Kompozit Membranların Hazırlanması Teknikleri

Yoğun homojen polimer filmler, çeşitli gaz veya sıvı karışımları birbirinden çok etkili bir şekilde ayırabilir. Normal kalınlıkları 20-200 μm 'dir. 0.1-1 μm boyutlarından ince membranlar yapılamamaktadır. Bu ince membranlara destek olacak tabakanın imali önemli bir konu olmaktadır.

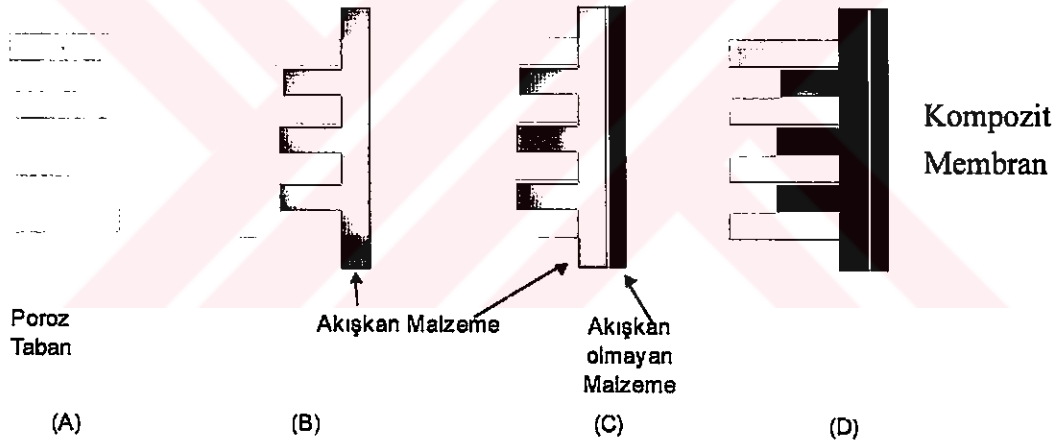
Membran teknolojisi tarihinde asimetrik membranların geliştirilmesi önemli bir dönüm noktası olmuştur. Bu asimetrik membranlar faz ayırma yöntemleri ile üretilmiştir. Membran teknolojisinde diğer bir dönüm noktası "Asimetrik membran yapısına sahip Kompozit membranların geliştirilmesi" olmuştur. Burada ince yoğun

tabaka mukavim poroz bir tabakaya oturtulmuştur. Bu tabakaların her birinin polimerik yapısı farklıdır. Membran etkinliğini maksimum yapabilmek için her bir tabakanın seçiciliği, süzme hızı, kimyasal ve termal dayanıklılığı önem kazanmaktadır.

İlk kompozit membran bir sıvı (su, civa) üzerine çok seyreltik olarak polimerin dökülmesi sonucu elde edilmiştir. İnce üst tabakanın üretiminde de aşağıdaki teknikler kullanılmaktadır:

- Derin Kaplama
- Arayüzey polimerizasyonu
- Yerinde polimerizasyon
- Plazma
- Aşılama

Arayüzey Polimerizasyonu : Yüzeylerin ara kesitinde iki reaktif monomer arasında polimerizasyon reaksiyonu meydana gelir. Reaksiyon kademeleri şekil 2.7’de gösterilmiştir:



Şekil 2.7 : Kompozit membranlar için şematik diyagram (Mulder, 1996).

Poroz taban membranı ultrafiltrasyon veya mikrofiltrasyon membranıdır. Bu membran genellikle amin-type şeklinde monomer veya pre-polimer reaktifini ihtiva eden çözeltiye daldırılır (B). Daha sonra film veya fiber içerisinde water-immiscible solvent ihtiva eden ikinci bir banyoya daldırılır (C). Bu banyodaki (klorik asit ve amin) monomerler birbirleri ile reaksiyona girerek daha yoğun polimerik üst tabakayı (D) oluşturur. Ara yüzeyel arasındaki reaksiyonu tamamlayabilmek için son işlem olarak ısı ile muameleye tabi tutulur. Bu metod ile çok ince film tabakası elde edilebilir. Bu da bu metodun avantajını oluşturur. Bu metod ile 50 nm kalınlık elde edilmiştir.

Derin Kaplama: Kompozit membranların hazırlanmasında kullanılan en basit ve faydalı tekniktir. Bu teknik ile elde edilen membranlar RO, gaz seperasyonu, pervaporasyon da kullanılırlar. Genellikle ultrafiltrasyon'da kullanılan tipteki içi boş fiber veya düz tabaka şekilli asimetric membranlar (pre polimer veya monomer) polimerleri ihtiva eden kaplama çözeltisi içine daldırılır. Bu çözeltide konsantrasyon %1'den daha azdır. Asimetric membran , bu kaplama malzemesi ve solvent'i ihtiva eden banyodan çıkarıldığı zaman, solüsyonun asimetric membran üzerinde daha ince bir tabaka oluşturduğu görülür. Daha sonra film bir fırın içinden geçirilerek solventin uçurulması ve malzemenin birbirine daha iyi bağlanması sağlanır. Bu teknikle 1 µm kalınlığında bir tabaka elde etmek mümkündür.



3. MEMBRAN PROSES ÇEŞİTLERİ

Çeşitli türlerde ve boyutlarda membranlar bulunmaktadır. Tablo 3.1 bir membran spektrumu üzerinde mikrometre boyutu, moleküler ağırlık ve angstrom (ölçü birimi) olarak arasındaki ilişki gösterilmektedir. Sistem zamanda tuzluluğa ve toplam çözünmüş katı maddeye olan bağımlılıkta gösterilmiştir.

Tablo 3.1: Membran proseslerde fonksiyon dağılımı

	iyon	molekül	Büyük parça		Küçük parça	Büyük parça	
Parça Büyüklükleri	(μ m) 0.001	0.01	0.1	1.0	10	100	1000
Filtre Öçütüsü Ang. (1/1000000 m)	10	10^2	10^3	10^4	10^5	10^6	10^7
Çeşitli maddelerin parça büyüklükleri	Çözülmüş tuz Metal iyonları Erimiş şeker	K. Siyahı Virüsler Sigara dumanı Protein	Her türlü boya pigmenti Bakteriler Oğutulmuş un	İnsan saç Toz Polenler Kömür tozu	Deniz kumu Granül kömür		
Kullanılacak Arıtma Tekniği	Ters Osmoz		Ultrafiltrasyon		Standart Filtrasyon		
	Nanofiltrasyon			Mikrofiltrasyon			

Ters Osmoz (RO) Basınçla çalışan bu proseste su geçerken hemen bütün iyonlar tutulur. Yarı geçirgen membrana uygulanan basınç, tuzlu solüsyonun osmotik basıncını aşarak, suyu, içindeki tuzu bırakarak membrandan çıkması için zorlamış olur.

Elektrodializ (ED) Doğru elektrik akımının verilmesi sonucunda iyonların membrandan geçerken az yoğunluktaki çözeltiden yüksek yoğunluklu çözeltiye transfer edilmesi işlemine dayanan bir prosestir (Conlon ve dğr., 1989).

Ters Elektrodializ (EDR) Elektrot kutuplarının belirli bir zaman içindeki hareketlerinin ters çevrilmesi esasına göre çalışan bir işlemdir (Conlon ve dğr., 1989).

Ultrafiltrasyon (UF) Yüksek moleküler ağırlıkta maddeler ve kolloidler içeren çeşitli çözeltilerin ayrıştırılması ve yoğunlaştırılması için kullanılan, basınçla çalışan bir prosestir. Ultrafiltrasyon, membranın moleküler ağırlık engelleme (MWC) özelliği sayesinde iyonik olmayan maddeleri tutarak iyonik maddelerin geçişine izin verir. Moleküler ağırlık engelleme (MWC) membranın bir özelliği olup, bilinen bir çözeltinin çok az miktarda reddedilmesi veya moleküler ağırlığı yüksek olan türlerin bu membran tarafından tutulmasıdır. Moleküler ağırlık moleküllerin boyutları için bir gösterge olarak alınabilir. Bu da membran üreticilerine moleküler ağırlığı verilmiş olan bir çözelti için membranın tutma yüzdesini belirleme imkanı verir. Bu bilgilere dayanarak üreticiler minimum moleküler ağırlık engelleme sınırlarını tayin edebilirler. Bu sınırlar çok kesin değildir, parçacığın boyutuna, şekline ve yüküne göre değişir (Conlon ve dğr., 1989).

Nanofiltrasyon (NF) (veya membran yumuşatma) yeni ortaya çıkmış bir membran teknolojisidir. Nano'nun anlamı milyarda bir veya 10^{-9} 'dur ve membranın kabul edilebilir gözenek boyutunu belirtir. Bir nano filtre, ultrafiltrasyon membranının ve ters osmoz membranının bazı özelliklerini göstermekle birlikte, çok düşük basınçla çalışabilen bir membrandır. Yalnız 1nm ($10\text{\AA}$) 'den küçük parçaların geçişine izin verir. Nanofiltrasyon membranları klasik ters osmoz membranlarından daha yüksek MWC sınırlarında çalışır ve Kalsiyum, Magnezyum gibi iki değerli iyonların geçişine karşı büyük bir direnç gösterir. Nanofiltrasyon membranları çift değerli iyonlardan daha düşük hızdaki tek yüklü iyonların da geçişine izin vermez (Conlon ve dğr., 1989).

Mikrofiltrasyon (MF) Bir çözelti içindeki mikrometre veya daha küçük boyutlardaki parçacıkların membran içinden geçirilerek ayrıştırılmasıdır. mikrofiltrasyonda çözünmüş sıvı veya su fitreden geçirilirken askıda maddeler veya mikroorganizmalar yüzeyde veya içerde tutularak temizlenir (Parret, 1982).

Gaz seperasyonu Bu proseste membran geçişli gazlar membrandan süzülürken, membran geçişsiz gazlar tutulur. Günüümüzde su ayrıştırma işleminde bu proses uygulanamamaktadır. Karbondioksiti metandan ayırtırmak, havayı da azot ve oksijene ayırtırmak için kullanılmaktadır (Parret, 1982).

Dializ İstenilen iyonu uzaklaştırmak için membranın her iki tarafındaki iyonların konsantrasyonlarındaki farklılıkları kullanır. Çözünmüş maddeleri tutarlar ve mikro çözeltileri (düşük moleküler ağırlıktaki) ve suyu geçirirler. Genelde tıp alanında kullanılırlar. Ticari olarak fazla bilinmeyen. çift transport membranları, içlerindeki kimyasal madde ile tek çeşit çözünmüş iyonu veya molekülü diğerlerinden ayırır. Bu membranlar genelde metal geri kazanma endüstrisinde kullanılmaktadır (Parret, 1982).

3.1 Ters Osmoz (RO) Prosesinin Mekanizması

RO konsantre bir çözeltiye ozmotik basıncının üstünde bir basınç uygulanması suretiyle gerçekleştirilir. Bu suretle saf su yarı geçirgen membran içinden seyreltilmiş tarafa geçmesi için zorlanmış olur.

Teori : Osmoz olayı, yalnız çözücülerin geçmesine izin veren çözünmüş maddeleri tutan bir membran içinden su (veya başka bir çözücü geçtiği zaman ortaya çıkar. Böyle membranlar tarafından ayrıştırılan çözeltiler, molekül konsantrasyonu bakımından eşit olma eğilimindedirler. Böylece su, bu eğilimi ile zayıf konsantrasyonda kuvvetli tarafa akacaktır suyun bu akışı ise “ozmotik basınç” denen bir basınç yolu ile olur (Conlon ve dğr., 1989).

Ozmotik Basınç: Bir çözeltinin ozmotik basıncı (π) aşağıdaki formülle bulunabilir :

$$\pi = 1.12 (T + 273) \Sigma m_i \quad (3.1)$$

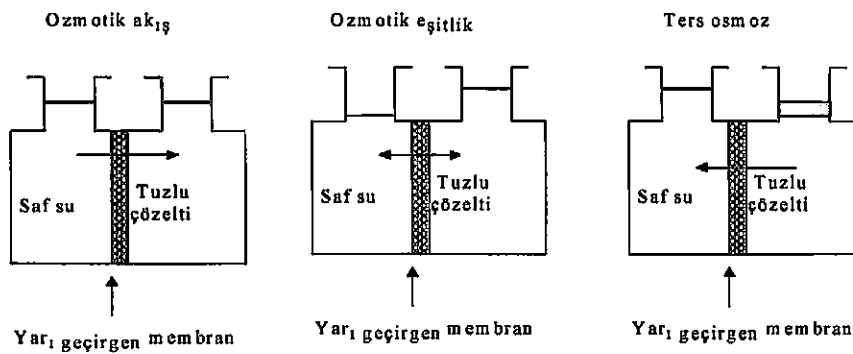
π = Ozmotik Basınç, psi (atm)

T=sıcaklık, C°

Σm_i =Çözeltideki iyonik ve an iyonik maddelerin molalitelerinin toplamı

Çözeltinin ozmotik basıncı, konsantrasyonla birlikte artar. Doğal sularda sodyum klorürün ozmotik basıncını litrede her mg için yaklaşık olarak 0.07 kPa arttığı görülmüştür. Şekil 3.1’de yarı geçirgen bir membrana sahip üç kaptaki ozmotik ilişki gösterilmiştir. Soldaki kap kendiliğinden oluşan osmozu, ortadaki ozmotik basıncın eşit olduğu, sağdaki ise ters osmozu göstermektedir.

Membrandaki su akışı uygulanan basınca göre değişir. Besleme suyunun basıncı ozmotik basıncın üstüne çıkarıldığı zaman suyun membran boyunca akışı hızlanır. Suyun içindeki tuzun akışı ise sabit kalır fakat bu tuz konsantrasyonu ile orantılıdır. Sonuçta, basıncı arttırmakla çıkan suyun miktarı da artırılmış olur. Besleme suyundeki tuz konsantrasyonunun artması su akışını azaltmaktadır. tuz tutma yüzdesi çıkan su kalitesinin bir göstergesidir;



Şekil 3.1: Ters Osmoz teorisinin şekli (Rautenbach ve dğr.,)

Tuz tutma = 100 - Tuz Geçişi

$$\text{veya} \quad = \frac{\text{Giriş konsantrasyonu} - \text{çıkan su konsantrasyonu}}{\text{Besleme kons.}} \times 100$$

Tutma Oranı, çözünen maddenin, giren akımdaki konsantrasyonunun çıkan akımdaki konsantrasyonuna oranıdır. Çözünen maddenin tutulması, kullanılan membran özelliklerine, geri kazanma oranına, giren suyun konsantrasyonuna, maddenin iyonlarının kimyasal değerliğine ve başka özelliklerine bağlıdır. örnek olarak +3 değerlikli iyonlar, +5 değerlikteki iyonlardan daha az tutulur.

Yüksek geri kazanma oranı, elde edilen su miktarının çok olduğunu gösterir. Su kalitesi, kalsiyum sülfat, stronyum sülfat, baryum sülfat gibi membranın tıkanmasına yol açan ve doygunluk yüzdesini etkileyen maddeler geri kazanmayı sınırlandıran faktörlerdir.

Verilen çıkan su oranı için gerekli giren su miktarı (ki aynı zamanda nominal tesis kapasitesi olarak da bilinir) ve geri kazanma aşağıdaki ifade ile hesaplanabilir.

$$\text{veya} \quad = \frac{\text{Giriş konsantrasyonu} - \text{çıkan su konsantrasyonu}}{\text{Besleme konsa.}} \times 100$$

membranın düşük MWC özelliğinde olması, organik maddelerin temizlenebilme yüzdesini arttırmaktadır. Günümüzde MWC değeri 100 olan membranlar kullanılabilmektedir. US EPA'nın yayınladığı içme suyu yönetmeliğinde tanımlanan müshil yapıcılar, pestisitler ve asit elde edilebilen maddelerin hepsinin moleküler ağırlığı 10'ün üstündedir. MWC oranı 100 olan bir membran ile moleküler ağırlığı 100 altında olan maddeler az miktarda, moleküler ağırlığı 100 üstünde olan maddeler gayet iyi bir şekilde tutulabilir. Fakat bu organik asitler ve aminlerin, inorganik asitler ve bazlarla aynı şekilde davranacağı anlamına gelmez. Bu olay, sentetik organik kimyasalları kirlетici düzeylerinin standartlarla aşağı çekilmesi istendiğinde daha önemli olacaktır. EPA, RO membranlarının sentetik organik kimyasalları uzaklaştırma etkinliği hakkında araştırma yapmak ve bu alandaki diğer araştırmalar için ayrılmış bir fona sahiptir.

3.1.1 Membran Malzemeleri

Membranlar, selüloz asetat, selüloz diasetat, selüloz triasetat polyamid, diğer aromatik poliamidler, polieteramidler, poliheteraminler ve polieter gibi çok çeşitli malzemelerden İnce-Film kompozit membranları içindeki film tabakası ve diğer fonksiyonel tabakalarından dolayı çok geniş bir çeşitlilikte, çok farklı malzemeler içeren polimerlerden oluşur (Conlon ve dğr., 1989).

Selüloz asetat membran kimyasında, yüksek asetil içeriği, yüksek tuz tutma kapasitesi ve düşük su akısı vardır. Selülozik membranlar genellikle diğerlerinden daha ucuzdur ve klor karşı daha dayanıklıdır (Klor konsantrasyonu $< 0.1 \text{ mg / l}$). Bununla birlikte bir çok dezavantajı vardır. Selüloz asetat membranları biyolojik etkilere ve hidrolize maruz kalırlar. Selüloz asetat'ın kimyasal olarak yeniden selüloza dönüşmesi, selüloz ve asetik asit oluşturmak için su ile reaksiyona girmesidir. Bu geri dönüşme çok yüksek veya çok düşük pH'larda çok çabuk gerçekleşir. Hidroliz hızı gelen suyun sıcaklığı ile birlikte ya da pH optimum ph sınırlarından 5 ile 6'nın altına düştüğü zaman artar. pH'ı optimumda tutmak için mutlaka bir ön arıtma gereklidir.

PA ve TFC membranları, eğer suyun içinde klor veya benzeri oksidanlar varsa, indirgenmeye uğrarlar. Bununla birlikte biyolojik etkilere karşı hassas değildirler ve hidrolize direnç göstermezler. Genelde en iyi pH 4 ile 11 aralığında çalışırlar. Çünkü bu aralıkta hidrolize maruz kalmazlar.

Zamanla, yoğunlaşma ve kirlenmeden dolayı membranın performansı azalır. Membran yoğunlaşması, bazen akı azalması olarak da geçer, basınçlı ortamdaki lastik veya metalin akmasına benzer. Yoğunlaşma hızı besleme suyunun basıncı ve sıcaklığı ile artar. Yoğunlaşma genellikle ilk işletme yıllarında gerçekleşir ve düzeltilemez. Ticari olarak kullanılan membranlar genellikle $21-35^{\circ}\text{C}$ sınırlarında çalışır. Bu sınırlar içinde yüksek sıcaklıklarda işletme daha fazla akı sağlar.

Membran tıkanması giriş suyunun kolloidler, silt, metal oksitler, organik maddeler, silika gibi içeriklerinden dolayı oluşur. Ön arıtma erken tıkanmayı önlemek için gereklidir. Ön arıtmaya özel giriş sularından dolayı oluşacak hasarları önlemek için sistemler eklenebilir. Düzgün inşa edilmiş bir ön arıtmada; gerekli partiküler maddeyi uzaklaştıran bir filtre sistemi, hidrolizi önlemek için kimyasal madde besleme sistemi bulunur. İyi eğitilmiş bir personel, üretici firmanın tavsiyelerine uyarak tıkanmayı azaltabilir ve membranın ömrünü uzatabilir. Membranın tıkanması verimdeki azalmayla, Ap modülündeki tuz geçişinin artışıyla anlaşılabilir.

Besleme suyundaki ozon veya permanganat gibi oksidanlar artarsa, membran üreticisiyle bağlantı kurup, membran için tavsiye edilen en yüksek oksidant düzeyini öğrenmek gerekir. Klor konsantrasyonu yüksek sularda, klor karşı dirençli membranlar kullanılmalıdır.

3.2 Elektrodializ (ED) ve Ters Elektrodializ (EDR)

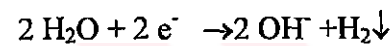
ED, iyonların, doğrusal elektrik akımı sonucu anyon ve kation seçici bir membran içinden, az konsantre taraftan çok konsantre tarafa geçirilmesi ile gerçekleştirilen elektro kimyasal ayırma işlemidir. EDR, belirlenen zaman

çevrimi içinde elektrodların kutuplarının değiştirilmesi ve bu sayede membran içindeki hareketlerinin ters çevrilmesi esasına dayanan bir ED prosesidir. ED/EDR sistemleri az tuzlu suların içme suyu olarak

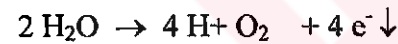
kullanılması veya tuzlarının artırılması için ve konsantre akışlarının tekrar kullanılması için uygulanır (Conlon ve dğr., 1989).

3.2.1 İyon Taşınması

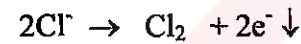
ED'yi anlamak için, doğru akım potansiyelinin iyonik bir çözelti üzerindeki etkisini anlamak gereklidir. Her iki tarafında elektrod olan dikdörtgen şeklindeki bir tank düşünelim. Tank sodyum klor (NaCl) çözeltisi ile doldurulmuştur. Elektrodlara doğru akım uygulandığı zaman katod olarak adlandırılan negatif elektroda doğru (Na⁺) katyonlar çekilir. Anyonlarda (Cl⁻) anot olarak adlandırılan pozitif elektroda doğru çekilir. Aşağıdaki, suyun ayrışmasıyla oluşan hidrojen iyonunun indirgenme reaksiyonu katod üzerinde gerçekleşmektedir.



hidrojenin indirgenme reaksiyonu ise anot üzerinde gerçekleşir:



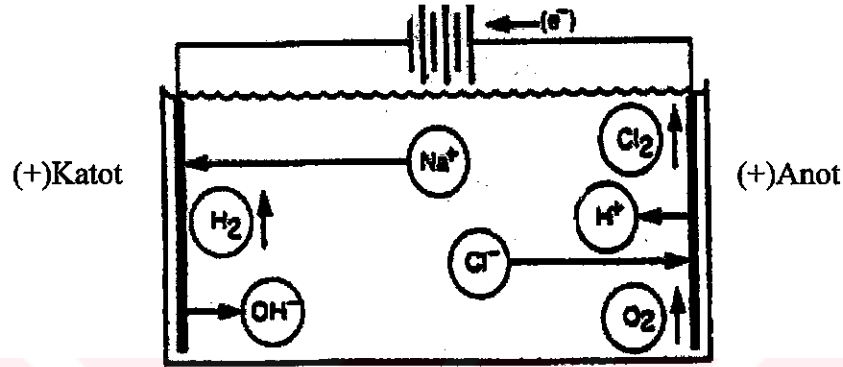
klor gazını oluşturan bir reaksiyon da aynı zamanda anot üzerinde gerçekleşebilir:



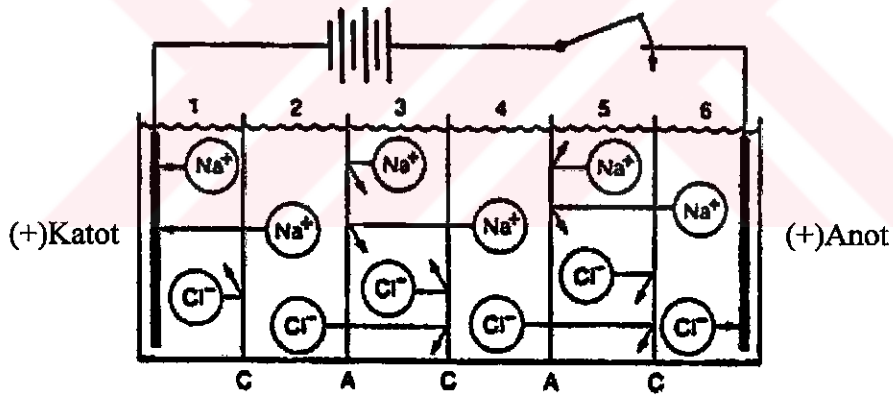
ED dizilerinin veya kümelerinin işletilmesinde, suyun demineralizasyonu veya deiyonizasyonu ve yüksek konsantrasyonundaki tuzlu su akımındaki uzaklaştırılmış iyonların konsantrasyonu çözülmüş iyonlarla, seçici katyon ve anyon membranlarıyla doğru akım alanının birleştirilmesi ile başılır. Membran kümesinde, suyun içerdiği çözülmüş iyonlar, bir akış doğrultusu oluşturan polietilen ara parçası boyunca bir katyon ve anyon membran arasında pompalanır. Membranlar arasındaki bir akış yolu RO'da olduğu gibi yarı geçirgen membrana tercih edilir. Pozitif iyonlar anyon membranda tutulurken negatif iyonlar geçer. Ters, pozitif iyonlar katyon membrandan geçerken negatifler tutulur. Anyonik ve katyonik membrandan geçen iyonlar yoğunlaştırma bölümlerinde tutulur ve bir araya toplanır. Bu ED membranları iletken ve basınç altında su geçirmez. Bu küme üzerine doğru akım uygulandığında bütün katyonlar negatif kutba doğru hareket ederler. Katyonun karşılaştığı ilk membran katyon membranı ise, katyon öteki bölüme geçer ve geriye kısmen deiyonize olmuş veya seyreltilmiş bir hücre bırakır. katyonun karşılaştığı ilk membran, anyon ise iyon geçemez, böylece o bölümde tutulmuş ve bölüm konsantre

hale gelmiş olur. Şekil 3.3'de görüldüğü gibi anyonlar tek yönde hareket ederler ve pozitif kutba doğru hareket etmek istedikçe engellenirler.

ED sırasında, arka arkaya dizilmiş katyon ve anyon membranları bulunur ve katyon anyon bunların hepsinden geçemez veya önce sadece bir bölüm hareket edebilir. (karşı membran tarafından tutulmadan) doğru akım ile meydana getirilen iyon hareketlerinin, membranlarla kontrol edilmiş olması sonucunda, bu arka arkaya dizilmiş bölümlerden birisi demineralize olmuşken öteki konsantre hale gelir. ED içindeki akım tek yönlüdür.



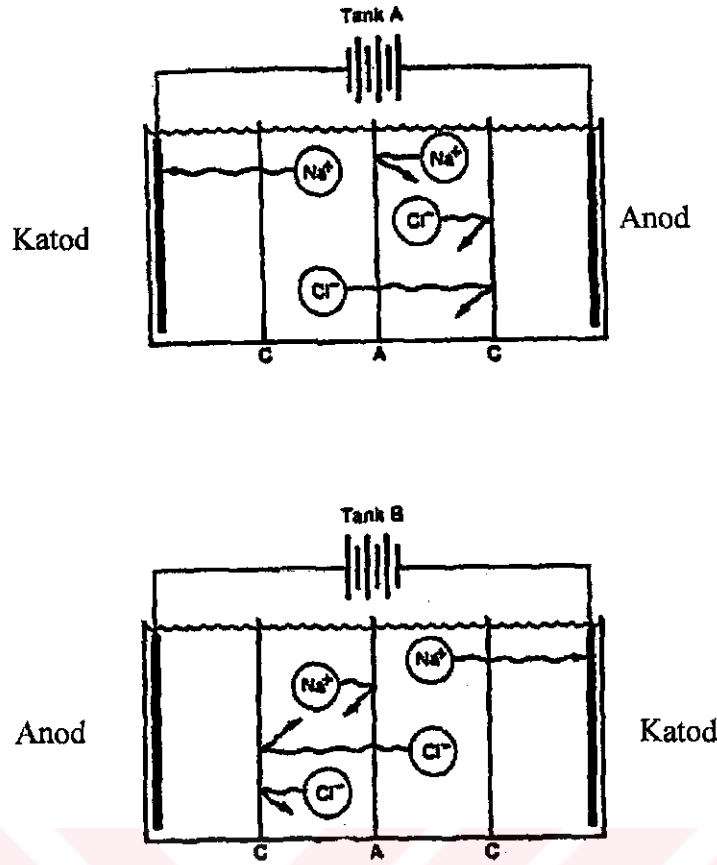
Şekil 3.2 : Bir iyonik çözelti üzerinde doğru akımın etkisi (Rautenbach ve dğr., 1989).



Şekil 3.3 : Elektrodializ kümesi (Rautenbach ve dğr., 1989).

2.2.2 Kutup Değiştirilmesi

Klasik ED yerine EDR'de şekil 3.4 de görüldüğü gibi, elektrodların kutupları her 15-20 dakikada bir ters çevrilir. Kutupların ters çevrilmesi membran dizileri içindeki iyon hareketlerinin yönünü ters çevirir. Simetrik demineralize ve konsantre akı geçişi otomatik olarak tersine döner. Tersine çevirme 2 giriş ve çıkışı otomatik olarak açıp kapayan vanalarla gerçekleştirilir. Böylece gelen giriş suyu yeni demineralize bölüme akar ve konsantre hale gelmiş olan akım da konsantrasyon bölümüne akar.



Şekil 3.4 : Ters elektrodializ prosesi (Rautenbach ve dğr., 1989)

Kutup değıştirilmesi membran yüzeyinde birikmiş ve gözenekleri örtmüş olan maddelerin otomatik olarak temizlenmesini sağlar. Sonuçta kutup değıştirilmesi tıkanma ya da skala bozulması ihtimalini taşıyan sular için çok az bir ön arıtma gereksinimini sağlar.

3.2.3 Membranın Özellikleri

Anyon ve katyon membranlarının her ikisi de sentetik fiberle güçlendirilmiş yarı şeffaf plastik tabaka halindedir. Membran yüzeyi düz ve pürüzsüzdür. Membranlar dikdörtgen şeklindedir ve çeşitli boyutlarda üretilir. Bütün membranların kalınlıkları aynıdır (0.5 mm)

Yalnız elektrot bölümünde ve bölüm aralarında kullanılan membranların kalınlıkları daha fazladır. Tek membran kümesine ek olarak hidrolik bölümlerde, bir veya daha fazla bölüm arası membran kullanılır. bu bölüm arası membran basınca dayanabilmesi için 2 kat kalın yapılmıştır. Hemen hemen bütün anyon membranları yarı şeffaf bir beyazlıktadır ve “ anyon “ kelimesiyle işaretlenmişlerdir. Pozitif yükler üretim boyunca membran boşluklarına bağlanırlar. Bağlanmış yüklerin çoğu amonyum iyonlarıdır. Bunlar pozitif iyonları geri iterler ve negatif iyonların içeri geçmesine izin verirler.

Kasyon membranları çeşitlerine göre kahvesinden, beyazına kadar pek çok değişik renklerde bulunurlar. Bu membranlar da “cation “ kelimesi ile işaretlenirler. Üretim esnasında membran dokusuna bağlanan negatif yükler, negatifleri iter ve pozitif iyonların geçmesine izin verirler. Membran üzerindeki negatif yükler sülfonat gruplarıdır.

Anyon ve kasyon membranları birçok ortak özelliğe sahiptir. Her iki membranda basınç altında su geçirmez, tıkanmaya karşı dayanıklı, uzun ömürlü, pH'ın 1-10 arasındaki değişikliklerine karşı dayanıklı, belli dereceye kadar sert, elektrik dirençleri düşük, sulu çözeltilerde çözünmeyen, yüksek sıcaklıklarda kullanılabilme gibi özelliklere sahiptirler (Smauss, 1981).

3.3 Ultrafiltrasyon (UF)

UF, yarı geçirgen bir membranın kullanılması ile çözelti içindeki makro moleküllerin ayrıştırılması esasına dayanır. Çözünen maddenin boyutları ve moleküler şekli tutma için önemli faktörlerdir. UF membranlarının gözenekleri RO membranlarınınkinden daha büyüktür. RO membranları belirli gözeneklere sahip değildir ve az miktarda suyun alınabildiği polimer fiberlerin oluşturduğu boşluklar bulunur.

Çözünen maddelerin tutulma derecesi membranının MWC özelliğine ve çözünen moleküler ağırlığa bağlıdır. Daha önce de belirtildiği gibi çözünen maddenin şekli ve boyutları da tutulma yüzdesini etkiler. Belediyeye ait su arıtımında kullanabilen yeterli akıya sahip ticari UF membranlarının MWC sınırları 1000-50000 arasındadır. Piyasada daha sıkı olan 500 MWC sınırlarında membranlar bulunmaktadır. Bunların pilot testlerinde yüzeysel sularda ve belediyeye ait sularda %35-40'lık bir tuz tutma oranı görülmüştür. 500MWC'lik ve daha düşük membranlar bir UF değil, nanofiltredir. 1000-50000 MWC sınırları arasında bulunan membranlar çözünmüş tuzu uzaklaştırmaz. Normalde UF sistemlerinde uygulanan basınç 0.8-7 atm arasında değişir. Enerji ihtiyacı ise sisteme göre değişir (Weber, 1986).

3.4 Nanofiltrasyon (NF)

Su yumuşatmada kullanılan düşük basınçlı RO membranları Florida da içme suyunda kullanılmaktadır. Ultra düşük basınçlı su yumuşatma membran prototipleri pilot çalışmalarda başarıyla uygulanmış ve şimdilerde piyasaya çıkmıştır. Düşük TÇM'ye sahip ve düşük tuzluluktaki sularda da yumuşatma ve organik madde arıtımı için bu sistemler kullanılmaktadır. MWC 100 olan sıkı RO membranlarının tersine bu membranların MWC 200 ile 500 arasındadır. Bu yeni membran teknolojisi “nanofiltrasyon”dur (Conlon ve dğr., 1989).

3.5 Atık Maddelerin Uzaklaştırılması

Bütün membran proseslerinden bir atık akımı oluşur. RO, NF, ED/EDR ve UF'da oluşan akımlar nitelik ve miktar bakımından değişebilir ancak hepsi de yerel yönetmelik ve kanunlara göre uzaklaştırılmalıdır. Konsantre maddenin uzaklaştırılması gün geçtikçe sıkılaşılan düzenlemeler yüzünden gittikçe zorlaşmaktadır. Geçmişte tuzlu suya bu atıkların verilmesi kabul edilebilirdi fakat günümüzde uzaklaştırılacak atığın, suya hiçbir zararlı etkisinin olmadığı kanıtlandığı takdirde izin alınabilmektedir. Kabul edilen uzaklaştırma metotları, derin kuyu enjeksiyonu, okyanusa boşaltma, tuzlu su akıntısına verme, sprey ile sulandırarak seyreltmek ve diğer yöntemlerle birleştirilmiş buharlaştırma havuzlarında bekletmektir. Deşarjdan önce gaz giderme, havalandırma ve klor giderme gibi ek arıtmalar yapılması gereklidir (Conlon ve dğr., 1989).



4. MEMBRANLARDA KÜTLE TRANSFERİ

Süzülme (permeation), membran prosesleriyle birlikte sık olarak kullanılan bir kavramdır. Bu terim, transport mekanizmasının yapısına bakmaksızın global bir kavram olarak membranlardan geçen karışımın her bir bileşeninin hareketini tanımlamaktadır. Buna göre Süzülme (permeation), ya saf olarak veya difüzyon ve/veya gözenek (por) akımının kombinasyonu olarak farklı mekanizmalarla toplanabilir. Difüzyon, esas transport mekanizması olarak nazarı itibara alınır, ondan sonra membran veya onun bir parçası, süreklilik mekaniği içinde belirlenmiş şekilde otomatik olarak gözönüne alınır. Yani, yoğunluk ve konsantrasyon gibi alan değişkenlerinin bulunduğu bir yapı süreklilik ve diferansiyel fonksiyonları ile verilebilir. Gözenek (por) modeli, membranlarda çok sayıda ince porların oluşturduğu bir yapı olarak tanımlanan başka bir yaklaşımdır (Rautenbach ve dğr., 1989).

4.1 Sorpsiyon- Difüzyon modeli (Sorption- diffusion model)

Bu model, üç esas kademededen oluşur; Sorpsiyon, difüzyon ve desorpsiyon,

Difüzyon: Difüzyon itici kuvveti bir konsantrasyon gradyanı olan bir kütle taşınımıdır. Buna göre kütleli akısı (J_i) itici kuvvet ile orantılıdır veya tek boyutlu halde ve kartezyan koordinatlarda;

$$J_{i,y} = -\rho D_{ij} dw_i / dy \quad (\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}) \quad (4.1)$$

Bu ifade, bileşenleri i ve j olan ikili sistem için Fick Kanunudur.

Burada ρ (kg m^{-3}) yoğunluk olup sabittir. Difüzyon katsayısı D_{ij} ($\text{m}^2 \text{ s}^{-1}$) deneysel olarak belirlenebilir. Bu tipin lineer transport mekanizmaları genel olup, bunlardan ikisi, Fourier'in enerji transport kanunu ve Newtonun moleküler momentum transport kanunudur.

Pratikte (Çevre ve Kimya Mühendisliğinde) konsantrasyonlar için farklı ölçümler kullanılmaktadır. Genellikle aşağıdaki ifadeler kullanılır:

$$\text{Kütleli konsantrasyon} : \rho_i = m_i / V \quad (\text{kg m}^{-3})$$

$$\text{Molar konsantrasyon} : c_i = m_i / M V \quad (\text{kmol m}^{-3})$$

$$\text{Kütleli oran} : w_i = \rho_i / \rho$$

Molar Oran : $x_i = c_i / c$

Burada m =kütle (kg) ve M =ortalama molar kütledir. Çok bileşenli bir sistem için ortalama hız yani sistemin her hangi bir noktasındaki kütle merkezinin hızı,

$$v = \sum \rho_i v_i / \sum \rho_i \quad (4.2)$$

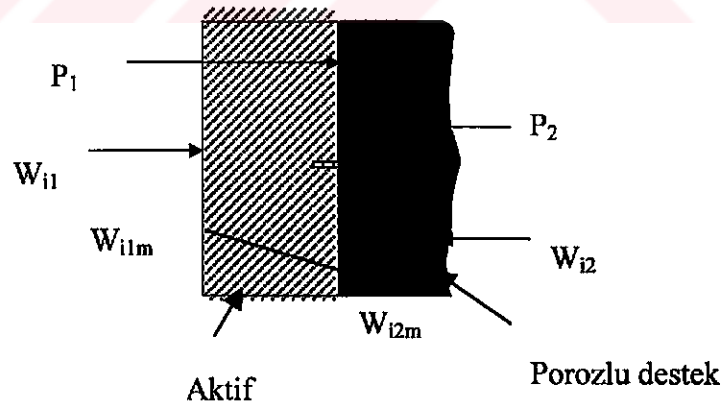
Burada ρ_i , i bileşeninin özgül kütesidir. i bileşeninin saf difüzyon akısı ise :

$$J_{i,D} = \rho_i (v_i - v) \quad (4.3)$$

Sorpsiyon- Difüzyon : Sorpsiyon- Difüzyon modeline göre ters osmoz için taşınım denklemleri basınçla çalışan membran proseslerinde membrandaki konsantrasyon gradyanı küçüktür Fick kanununa göre maddelerin taşınımı;

$$J_{i,y} = \rho D_{im} / \Delta y (w_{im1} - w_{im2}) \quad (4.4)$$

Prensipte difüzyon katsayısı (D_{im}) membrandaki konsantrasyondaki seviyelerin değişimine bağlı olarak membran boyunca değişmektedir. Ayrıca konsantrasyona bağlı olarak toplam yoğunlukta değişmektedir. Ters osmozda membrandaki çözelti konsantrasyonu besleme ve süzülme tarafları arasında pek az değişir. Dolayısıyla toplam yoğunluk ve difüzyon katsayısı sabit kabul edilebilir. Burada m indisi membran fazı içindeki kütleli bileşeni tanımlar. Şekil 4.1 de i bileşeninin süzülmesi halinde konsantrasyon ve basınç dağılımı gösterilmektedir.



Şekil 4.1: Konsantrasyon ve basınç dağılımı (Rautenbach ve dğr., 1989)

Sorpsiyon-difüzyon modeli sıvı ve membran fazlarının kimyasal potansiyelleri arasındaki denge kabulüne dayanır. Materyal özellikleri ve membran kalınlığı bir membran sabitinde birleştirilirse normal işletme şartları altında ters osmozda kütle transferini (J_w) tanımlayan basitleştirilmiş bir denklem elde edilir:

Süzüntü kütleli akısı,

$$J_w = \rho_w A (\Delta p - \Delta \pi) \quad (\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}) \quad (4.5)$$

Süzüntü akısı hızı,

$$V_w = J_w / \rho_w = A (\Delta p - \Delta \pi) \quad (\text{m s}^{-1}) \quad (4.6)$$

Burada A ($\text{m s}^{-1} \text{ bar}^{-1}$) membran sabiti, Δp (bar) membran yüzeyleri arasındaki basınç farkı ve $\Delta \pi$ (bar) osmotik basınç farkıdır.

Geri çevrilen bileşenin (tuz) akısı ise :

$$J_s = B (\rho_{s1} - \rho_{s2}) \quad (4.7)$$

Burada B (m s^{-1}) membran sabitidir. $(\rho_{s1} - \rho_{s2})$ geri çevrilen tuzun konsantrasyon farkını gösterir.

Buradaki kabüller yüksek membran seçiciliği için yapılmıştır. Düşük membran seçiciliği için tuz akısı basınca bağlıdır. Yukarıda bahsedilen kütleli akı denklemleri ters osmoz tesislerinin dizaynı için kullanılır. A ve B parametreleri deneyle belirlenir, membranın her iki yanındaki konsantrasyondan bağımsızdır. A basınçla biraz düşer, B bağımsızdır. Membran sabiti A 'nın geri dönüşümlü değişimi için

$$A = A_0 \exp (\alpha_p \Delta p / p_0) \quad (4.8)$$

Selüloz asetat (CA) membranı için amprik basınç katsayısı $\alpha_p = -0,003$ ve $-0,005$ arasındadır. Her iki A ve B sabiti sıcaklığa da bağlı olup Arrhenius tipi denklemlerle verilebilir.

$$A = A_0 \exp [\alpha_t (T - T_0) / T_0] \quad (4.9)$$

$$B = B_0 \exp [\beta_t (T - T_0) / T_0] \quad (4.10)$$

Burada CA membranları için $\alpha_t = 7.1$ ve $\beta_t = 3$ alınabilir. Ayrıca membran sabiti A ile süzüntü viskozitesinin çarpımı sıcaklıktan bağımsız değildir.

Pratik uygulamalarda B katsayısının sıcaklığa bağılılığı ihmal edilebilir. A ve B gerçek membran sabitleri oldukları için membranların özelliklerinin tartışılmasında ve verimlerinin karşılaştırılmasında çok kullanışlı veriler oluştururlar.

Sorpsiyon-difüzyon modelinden hesaplanan ince (Aktif) tabaka kalınlığı CA membranları için permeabilite değerlerine göre hesaplanmış bir parametre olarak alınır.

Membran yüzeyinde oluşan konsantrasyon tabakası için gerçek tutma (engelleme) katsayısı;

$$R=(\rho_{s2}-\rho_{s3})/\rho_{s3} \quad (4.11)$$

görünen tutma katsayısı,

$$R_{ap}=(\rho_{s1}-\rho_{s3})/\rho_{s1} \quad (4.12)$$

süzüntü konsantrasyonu yaklaşık olarak

$$\rho_{s3}=J_s/[(J_s+J_w)/\rho_w] \sim J_s/(J_w/\rho_w) = J_s/v_w \quad (4.13)$$

gerçek tutma katsayısı, konsantrasyon, basınç ve akıya bağlı olarak

$$R= [1+ B/(A (\Delta p-\Delta \pi))]^{-1} \quad (4.14)$$

konsantrasyon kuvvetinin etkisi, osmotik basınç farkı $\Delta \pi$ içinde gizlidir.

4.2 İnce Porozlu Kapiler Model

Sorpsiyon difüzyon modelinde membran parametreleri A ve B nin belirlenmesi ile ters osmoz proseslerinin laboratuvar testi yapmadan dizayn edilmesi mümkün olmaktadır.

Aslında membran boyunca komponentlerin seçici transportunu gerçek mekanizması daha fazla karışıktır. Ters osmozla deniz suyu veya az tuzlu (kuyu suyu) sudan tatlı suyun üretilmesi için kullanılan membranlardaki suyun yapısı, sıvı suyun yapısından farklıdır. Sıvı su ile kıyaslanınca, su moleküllerinin hidrojen bağ yapısı gevşektir. Öyle ki “birinci hidrate su” (Dehidrate su) iyonun çözünürlüğüne yardım etmeyen membranın içinde bulunmaktadır. Birinci hidrate suyun oranı ne kadar yüksek ise seçicilik, yani membranın iyon ayırma kapasitesi o kadar iyidir.

İnce porozlu kapiler model elektrotlar için bir engel oluşturan membranlarda suyun bağlanması kabulüne dayalıdır. Bu sahadaki çalışmanın çoğu Sourirajan tarafından geliştirilmiş, ancak bunun ters osmoz tesislerinde dizaynı ve işletmesi ile ilgili basitleştirilmiş modeli Dynestkij tarafından yapılmıştır.

Sorpsiyon difüzyon modelinin aksine, ince porozlu kapiler model asimetrik ters osmoz membranının aktif tabakasının çaplarının nanometre mertebesinde olan ince porozlu bir yapıya sahip olması kabulüne dayanır. Bu modelde faz dönüşümü ile üretilen asimetrik membran porozlu yapıdaki büyük gözeneklerden aktif tabakadaki küçük gözeneklere doğru düzgün bir gözenek boyutuna sahiptir.

Membran CA gibi hidrofilik bir modelden olmalıdır ve yüzeyi çok sayıda porlar ile karakterize edilir. Bağlanmış su tabakası membranın dış yüzeyinde ve porların iç yüzeyinde adsorbe edilir. Bu suyun özellikleri bağısız suyununkilerden farklıdır. Bu farklardan biri de çözücü olarak kapasitesini kaybetmesidir. Dolayısıyla tuz iyonlarına karşı bir engel olarak rol oynar. Porların büyüklüklerinin dağılımı ile kolayca açıklanabileceği gibi %100 seçiciliğin olması mümkün değildir. Su molekülleri hidrasyon tabakası formunda birinci ikinci ve üçüncü tiplerde bir mesafe ile elektrostatik kuvvetler vasıtasıyla elektrolit iyonları ile bağlanır.

İkinci tabakalı bir iyonun çapı asimetrik membranların aktif tabakası içinde ortalama gözenek çapına uygun olarak rakamla 1,5-2 nm mertebesindedir. Sulu çözeltilerin seçiciliği hidrasyon tabakası büyük olan için daha büyüktür. Hidrasyon entalpisi yani hidrasyon tabakası oluşurken serbest kalan ısı miktarı, hidrasyon kapasitesinin bir ölçüsüdür. Tablo 4.1’de birçok iyonun hidrasyon entalpisi verilmiştir.

Tablo 4.1: Çeşitli iyonların hidrasyon entalpileri (Rautenbach ve dğr., 1989).

Iyon (kasyon)	Hidrasyon enerjisi ΔH_{hid} (kJmol ⁻¹)	Iyon (anyon)	Hidrasyon enerjisi ΔH_{hid} (kJmol ⁻¹)
Li ⁺	-636	F ⁻	-449
Na ⁺	-454	Cl ⁻	-325
K ⁺	-363	Br ⁻	-303
Rb ⁺	-337	I ⁻	-274
Cs ⁺	-286	NO ₃ ⁻	-310
Ca ²⁺	-1615	SO ₄ ²⁻	-1047

Daha büyük hidrasyon entalpisi daha iyi seçiciliği gösterir. Bu genel bağıntının deneysel olarak uygunluğu sağlanmıştır. Dynetskiy deneysel çalışmalarını özetleyerek aşağıdaki ampirik bağıntıyı vermiştir:

$$\text{Log}(1-R) = K_1 - K_2 \log(F(\Delta H_{hid})) \quad (4.15)$$

Burada K1 ve K2 membran özgül sabitleridir. (F(ΔH_{hid})) fonksiyonu ise anyon ve kasyonlar için hidrasyon entalpisiinden türetilir.

$$F(\Delta H_{hid}) = \Delta H_{hid,I} \Delta H_{hid,II}^m \text{ (Kcal mol}^{-1}\text{)}^{1+m} \quad (4.16)$$

Burada I indisi düşük entalpi II indisi yüksek değeri gösterir, m üssü, iyon mukavemetinin bir fonksiyonudur.

Tablo 4.2: m katsayısı üzerinde iyonik mukavemetinin etkisi (Rautenbach ve dğr., 1989)

Kasyon	Anyon	M
1	1	0.51
1	2	0.51
2	1	0.47
2	2	0.33
3	2	0.33

4.3 Por (Gözenek) Modeli

Por modelinde membran gözeneklerinin süzülen sıvının karakteristik boyutlarından daha büyük olduğu kabulü yapılmaktadır. Por modeli ultrafiltrasyon ve mikrafiltrasyon proseslerinin dizaynında başarılı bir şekilde kullanılmaktadır. Prensip olarak membran gözenekleri büyük partikülleri tutan bir elek gibi çalışır. Burada moleküler ağırlıkları $500-10^{-6}$ kg mol⁻¹ arasındaki makromoleküller veya boyutları 10^{-6} m (1µm) olan kaolin gibi katı partiküller tutulabilir.

Klasik filtrasyon proseslerinin aksine, besleme suyu membran yüzeyi boyunca akar (ölü uç filtrasyonuna karşı çapraz akış filtrasyonu). Filtrasyon gözenek boyutları besleme yüzeyinde küçük süzüntü tarafına doğru ise artan asimetric yapı sayesinde artış gösterir. Membran gözeneği ve tutulan maddenin boyutları aynı mertebede ise gerçek membranlarda mevcut gözenek dağılımının bir sonucu olarak maddenin bir kısmı tutulur bir kısmı ise süzülür. Böylece gözenekli membranın ayırma verimi deneysel olarak tayin edilen “Ayırma eğrisi” ile karakterize edilir.

Ayırma eğrisi membranın gözenek boyut dağılımı ile belirlenir ve partikülün membran tarafından özgül molar kütesine göre tutulma ihtimalini gösterir. Kimya ve Çevre Mühendisliğinde elekten süzülme (Sieving) operasyonu da aynı şekilde ayırma eğrisi (Tromp eğrisi) ile tanımlanır. Por modelinde membran porları paralel kapiler olarak kabul edilir. Bu sebepten süzüntü akışının hesabı tüpteki akışın sürtünme karakteristiklerine dayanır.

$$\Delta p = \xi \rho v^2 L / 2d \quad (4.17)$$

Burada v=porlardaki (gözenek) ortalama sıvı L= kapiler borunun uzunluğu d= kapiler borunun çapıdır. Aynı problem porozlu ortamlarda (yeraltı suyu) ve sabit yataklarda (filtrelerde) akış ile ilgilidir. Burada kapiler borunun uzunluğu membran kalınlığına (H) eşit değildir ve ayrıca kesit alanı da dairesel değildir. Carmen ve Kozeny, bu sebepten uzunluk için bir sapma faktörü (μ) tanımlanır :

$$L=\mu H \quad (4.18)$$

Bundan başka hidrolikçap (d_h) ,

$$d_h=4\varepsilon/[(1-\varepsilon)S_v] \quad (4.19)$$

Burada ε =porozite (por hacmi/toplam hacim) ve S_v =hacimsel özgül yüzeydir. Kapiler borulardaki ortalama hız v ,

$$v=v_o/\varepsilon \quad (4.20)$$

Burada v_o = kesitteki ortalama hızdır. Küçük por çapı sebebiyle akış laminar olup kayıp katsayısı,

$$\xi =64/Re \quad (4.21)$$

burada Reynolds sayısı $Re=\rho v d/\eta$ 'dır ve ortalama akış hızı v_o süzüntü akış hızı v_w 'ye eşit alınır.Sapma faktörü deneysel olarak bulunur. Porozlu ortam ve sabit yataklarda $\mu=2-2,5$ (en iyi ortalama 25/12) olarak değişir . Membran sabiti A olmak üzere

$$v_w=A \Delta p \quad (4.22)$$

A sabiti süzüntü vizkozitesini (η) de ihtiva eder. $A\eta$ çarpımı sıcaklıktan bağımsız olmaktadır. Membran sabiti A, sorpsiyon-difüzyon modelindeki aynı sıcaklık fonksiyonunu takip eder ve ters osmoz ve ultrafiltrasyon membranlarında süzüntü akısının sıcaklığa bağlılığına benzerdir.

4.4 Membran Yüzeyinde Kütle Transfer Direnci (Konsantrasyon Polarizasyonu)

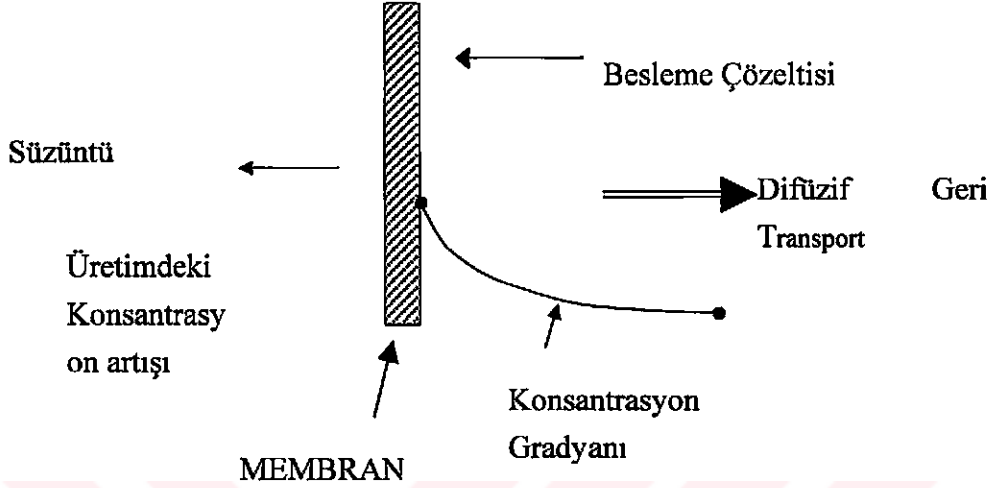
Membran proseslerinin verimi genel olarak sadece membran özelliklerine değil ayrıca membran yüzeyindeki akım şartlarına da bağlıdır. Bu pervaporasyon, dializ ve ters osmoz gibi birçok membrana uygulanır. Bu sebepten membran yüzeyindeki transport dirençleri, modül dizaynında modülün geometrisi ve sıvı hızlarının dirençler üzerindeki etkisi açısından geniş bir şekilde incelenmiştir. Tartışmalar özellikle ters osmoz ve ultrafiltrasyon üzerinde toplanmıştır .

Ters osmozda çözücünün akışına uygun olarak çözölmüş tuz, konveksiyonla membran yüzeyine doğru hareket eder (Rautenbach ve dğr., 1989).

Membranın seçiciliği nedeniyle tuzun çoğu tutulur (Geri çevrilir) ve daimi haldeki sıvı kütlesine geri transfer edilir. Membran civarında hız laminar olduğu için bu geri transfer sadece difüzif karakterde olabilir. Bu difüzif taşınım için negatif

konsantrasyon gradyanı yani membranda bir konsantrasyon artışı (Konsantrasyon polarizasyonu) gereklidir. Çözünmüş tuz konsantrasyondaki bu artış ayırma prosesini 2 şekilde zayıflatır (Rautenbach ve dğr., 1989).

- İtici basınç farkı osmotik basınçtaki artış sebebiyle düşer.
- Tuz akışı artan konsantrasyon farkı sebebiyle artış gösterir.



Şekil 4.2 : Konsantrasyon polarizasyonu

Membran yüzeylerindeki kütle transferi dirençleri iki duruma ayrılır: Birinci hal düşük süzöntü akışlarıyla ve membranın yüksek transport dreci neticesinde düşük konsantrasyon polarizasyonu olarak karakterize edilir. Hiç bir çözölmüş bileşen doygunluk seviyesine ulaşamaz. Bu “Membran kontrollü kütle transferi” olarak tanımlanır. İkinci hal yüksek süzöntü akışının bir veya daha fazla çözölmüş bileşenin doygunluk noktasına erişmesi ve membran yüzeyinde bir jel tabakasının oluşması halidir. Bu ise “Jel tabakası kontrollü kütle transferi” olarak tanımlanır.

4.4.1 Membran Kontrollü Kütle Transferi

4.4.1.1 Kütle Transfer Katsayıları Kavramı

Membran yüzeyindeki kütle transferi dirençleri transport denklemlerinin nümerik integrasyonu (difüzyon için uyum kanunları ile kombine olan madde ve momentum dengeleri) ile hesaplanabilir. Farklı bir yaklaşım kimya ve çevre mühendisliğinde geniş çapta kullanılan kütle transferi katsayıları kavramıdır. Madde dengeleri :

$$(\delta \rho_s / \delta t) = -(\nabla \rho_s v) + (\nabla \rho D_{sw} \nabla w_s) + r_s \quad (4.23)$$

Aşağıdaki kabuller yapılırsa :

Daimi hal şartları,

Membrana paralel konsantrasyon gradyanları, membrana ortogonal konsantrasyon gradyanlarına göre çok küçük olup ihmal edilebilir.

Hacim elemanı içinde madde üretimi yoktur ($r_s=0$)

Sınır şartlarını kullanarak :

$$[(w_{s1}-w_{s3})/(w_{s2}-w_{s3})]=\exp \left[-\rho_p v_p \int_{y=0}^{y=\delta} dy/(\rho D_{sw}) \right] \quad (4.24)$$

bu ifade membran ön yüzeyindeki konsantrasyon polarizasyonunu belirtir. İdeal membran için (%100 tutmada $w_{s3}=0$ 'dır):

$$(w_{s1}/w_{s2}) = \exp \left[-\rho_p v_p \int_{y=0}^{y=\delta} dy/(\rho D_{sw}) \right] \quad (4.25)$$

$$[(\rho_{s1}-\rho_{s3})/(\rho_{s2}-\rho_{s3})] = \exp (v_p \delta/(D_{sw})) \quad (4.26)$$

burada δ =konsantrasyon sınır tabakası kalınlığıdır. Akı sıfır olursa ($v_p=0$) limit halde kütle transfer katsayısı $k=\lim k^0 = D_{sw}/\delta$ olur. Buna göre k sadece membrana paralel akımın ve akışkanın özelliklerinin bir fonksiyonu olur ve akıdan etkilenmez.

Hesaplama basitleştirme yapılırsa, süzüntü akımı v_p ,

$$v_p = v_w + v_s \sim v_w \quad (4.27)$$

yazılabilir. İdeal membranlar hariç diğerleri için tam doğru değildir. Buna göre,

$$[(\rho_{s2}-\rho_{s3})/(\rho_{s1}-\rho_{s3})] = e^{v_p/k} \sim e^{v_w/k} \quad (4.28)$$

konsantrasyon exponansiyel olarak membran yüzeyindeki maksimum değerden ρ_{s2} , akışkan kütlesi içindeki ρ_{s1} değerine düşer ve açık olarak konsantrasyon polarizasyonu süzüntü akışı v_p ve membrana paralel akışın (k) ikisinden de etkilenir. Konsantrasyon polarizasyonu profili sadece akış şartlarının değil, akışkanın özelliklerine de bağlıdır.

Hesaplama :

Ters osmozda çözücü akısı v_w çözülmüş tuz akısı J_s ve üretim kalitesinin hesaplanması ile ilgili denklemler aşağıda verilmiştir.

Membran kütle transferinde ,

$$v_w = A \left[\Delta p - b(\rho_{s1} \cdot ((B\rho_{s1} e^{v_w/k})/(v_w + B e^{v_w/k}))) e^{v_w/k} \right] \quad (4.29)$$

$$\rho_{s3} = B(\rho_{s1}-\rho_{s3}) e^{v_w/k}/v_w \quad (4.30)$$

eğer membran son derece yoğun ise (ideal seçici, $B \rightarrow 0$, $\rho_{s3} \rightarrow 0$) o zaman

$$v_w = A(\Delta p - \Delta \pi) \quad (4.31)$$

4.4.1.2 Asimetrik Membran Yapısını Etkisi

Özellikle ters osmoz, ultrafiltrasyon ve gaz permeasyonu için membran proseslerinin başarılı olması, genellikle asimetrik membranların geniş bir gelişme sahası bulması sebebiyledir.

Asimetrik membranlar çift bölgeli sistemler olarak ele alınır. Çok ince aktif tabaka (kabuk-skin) ve daha kalın porozlu destek tabakasından teşekkül eder. Bu modelde dört transport direnci vardır; membranın her iki yanındaki konsantrasyon sınır tabakası ve farklı yapıda iki membran tabakası. Tablo 4.3'te, ince aktif tabakadaki transport mekanizmasının sorpsiyon-difüzyon modeline uyduğu; porozlu destek tabakasındakinin, paralel düzenlenmiş kapiler borulardan oluşan por modeline uyduğu kabul edilir.

Ters osmoz ünitesinde membranın aktif tabaka yüzü, yüksek basınç (besleme bölgesi) tarafında olacak şekilde yerleştirilir. Daimi şartlar altında çözücü ve çözünmüş tuz akısı bu dört tabakalı sistemin herhangi bir noktasında sabittir. Porozlu destek tabakasinda tabii olarak akı porlar içinden gider. Aşağıdaki denklem sınır tabakasinda çözünmüş tuza uygulanır.

$$J_s - \rho_s - v_p + d_{sw}(d\rho_s/dy) = 0 \quad (4.32)$$

Tablo 4.3 :Basitleştirilmiş membran modeli (iki tabakalı model) (Rautenbach ve dğr., 1989)

Membran tabakası	Aktif	Porozlu
Boyut	0.1-0.25 μm	$\sim 100 \mu\text{m}$ / 0.1-0.4 μm
Transport mekanizması	Sorpsiyon difüzyon modeli	Porlar boyunca konvektif akış
Karakteristik özellikleri	membran A, B veya ρ_w , ρ_s , Δy	L_p , ϵ =porozite $D_p = 0$ (difüzyon)

Porozlu destek tabakası çözünmüş tuz dengesi ise :

$$(J_s/\epsilon) - \rho_s(v_w/\epsilon)A_m + D_{sw}(d\rho_s/dy) \quad (4.33)$$

Aktif tabakanın süzüntü tarafındaki ρ_{s2} konsantrasyonunu, üretim kalitesi ve süzüntü akısı için önemli olup, yüksek transport direncindeki porozlu destek tabakasının

olduğu düşük basınçlı bölgede, akan sıvının konsantrasyonundan şiddetle etkilenir. $\rho_{s1} = \rho_{s5}$ olduğu extrem halde tuz ve su akılarının hesabında maximum hata ρ_{s5} 'in etkisi ihmal edildiğinde %8.5 (tuz) ve %2 (su) mertebesindedir. Bu da modül dizaynında önemli olup, sadece asimetrik membranların kullanıldığı sıvı-faz prosesleri için beklenebilir. Bu durum gaz permeasyonu için ise farklıdır. Porozlu destek tabakası ve transport direnci, asimetrik membran alt üst edilerek kurulduğu zaman önem kazanır. Bu durumda membranının aktif tabakası süzüntü tarafına getirilmektedir. Membranın her iki şekilde kurulmasında destek tabakasının yapısı yani efektif porozite önemlidir. Asimetrik membranların optimum dizaynını, direkt osmoz veya pervaporasyon gibi diğer membran proseslerinde tayin etmek kolay değildir.

Porozlu destek tabakasının besleme tarafında olması halinde ilave bir difüzyon engeli meydana gelmektedir. Aktif membran tabakası tarafından tutulan çözünmüş tuz, sıvı kütlesi içine geri taşınmak durumundadır. Konsantrasyon sınır tabakasının transport direncine karşılık, porozlu destek tabakası, uygun akış şartlarının seçilmesiyle bundan etkilenmeyebilir.

4.4.2 Jel Tabakası Kontrollü Kütle Transferi

Özellikle yüksek akımlı membranların kullanıldığı ultrafiltrasyon proseslerinde, membran yüzeylerine uygulanan basınç farkına bağlı olmaksızın süzüntü akışının sabit olması gibi bir durumla sık sık karşılaşılacaktır. Bu halde besleme çözeltisi, membran yüzeyinde bir jel formu şeklinde çökmeye meyleden madde ihtiva eder. Zamanla bu jel tabakasının kalınlığı, süzüntü akışı bir denge değerine ulaşınca kadar artar. Membran yüzeyinde basınç farkının artması, kısa bir zaman periyodunda daha yüksek bir akı geçişi sağlar. Dengeye ulaşılmasından sonra, daimi halde, itici kuvvetin arttırılması halinde, akıda bir artış sağlanması mümkün değildir. Bu davranış çökelen bileşene ait konsantrasyon profilinin incelenmesiyle açıklanabilir. Çökelen maddeler içinde makromoleküler maddenin bulunması halinde prosesin seçiciliği ideal olarak göz önüne alınabilir. Bu durumda

$$(\rho_{s1}/\rho_{s2})_{\max} = \rho_{s,\lim} / \rho_{s1} \sim \exp(v_w/k)_{\max} \text{ veya } \exp(v_w/k)_{\max} = \ln | \rho_{s,\lim} / \rho_{s1} | \quad (4.34)$$

yukarıdaki denkleme göre, çözücü akışı v_w , sadece akış şartlarının geliştirilmesiyle arttırılabilir (k 'nın arttırılmasıyla, karıştırıcı hızının arttırılması gibi).

Bu tabaka membran tarafından en azından kısmen tutulmuş (itilmiş) olan i bileşeni için kütle transferi direncini gösteren yerde bulunur. Prosesin modellemesinde bu jel tabakası kütle transferi katsayısı ile belirlenir.

$$1/K_{i,GL} = \Delta l_{GL} / \epsilon D_{i,GL} \quad (4.35)$$

süzüntü akışı sadece membran yüzeyindeki ozmotik basıncın artırılmasıyla değil, ayrıca jel tabakasının sürtünme kaybı ΔP_{GL} ile de azalır.



5. MODÜL DİZAYNI VE KARAKTERİSTİKLERİ

Herhangi bir membran tesisinin merkezi parçası modüldür, yani, membranların teknik düzenlemesidir. Hidrodinamik, modül dizaynında büyük önem taşır; modülde durgun besleme sıvısı bölgelerinden kaçınmak gereklidir. Ayrıca modül dizaynında önemli özellikler (Rautenbach ve dğr., 1989):

- Yüksek malzeme yoğunluğu
- Etkif fiyatla imalat
- Temizleme için kolay geçişler
- Etkif fiyatla membran değıştirme

Belirli ayırma problemine bağı olarak, çok sayıda farklı modüller mevcuttur. Beş tip esas modül vardır (Rautenbach ve dğr., 1989):

- Tüplü
- Kapiler
- Boşluklu fiber
- Plak-çerçeve
- Spiral sargılı

Çeşitli membran prosesleri için uygun modül tipleri de Tablo 5.1’de gösterilmiştir. Tablo 5.2’de ise transport dirençleri verilmiştir.

Tablo 5.1 : Uygun modül tipleri (Rautenbach ve dğr., 1989)

Uygulama	Tüp modül	Kapiler modül	Boşluklu fiber (lif) modül	Plak ve çerçeve modül	Spiral sargılı modül
Ters osmoz	+	-	++	+	++
Ultrafiltrasyon	++	+	-	++	+
Mikrofiltrasyon	++	+	-	-	-
Pervaporasyon*			++	++	++
Gaz permeasyon	-		++	-	++
Elektrodiyaliz	-	-	-	++	-

*Modül gelişme kademesinde, ++ : çok uygun, +: uygun, - : uygun değil

Tablo 5.2: Çeşitli membran ayırma proseslerine etki eden transport dirençleri (Rautenbach ve dğr., 1989)

Faktör	Ters osmoz	Pervaporasyon	Gaz permeasyon
Konsantrasyon polarizasyonu	X	X	
Yük kaybı (besleme)	X		X
Yük kaybı (süzüntü)	X	X	X
Akım tipleri		X	X
Isı transferi		X	X

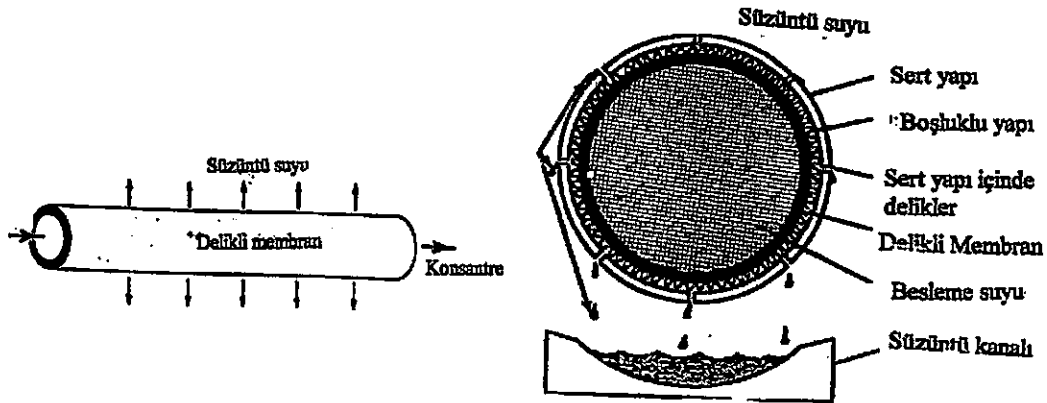
X : göz önüne alınmalıdır

Buna göre optimum geometri ve akım tipleri aynı modül tipleri için değişir. Mesela boşluklu fiber modülü, ters osmoz, gaz permeasyon veya pervaporasyon dizayn edilmesine bağlı olarak incelendiğinde, ters osmoz için ise karşı akış (counter-current) en ekonomiktir.

5.1 Tüp Modülü

Bu modülde membran, içinde 12-14 mm çapları arasında basınca dayanıklı tüpler halindedir. Eğer destek materyali geçirgen değilse, destek tüpü ile membran arasında porozlu ince bir tüp yerleştirilir. Süzüntü membran yüzeyinden geçerek destek tüpünde kısa aralıklarla yerleştirilmiş deliklerden dışarı çıkar (Şekil 5.1).

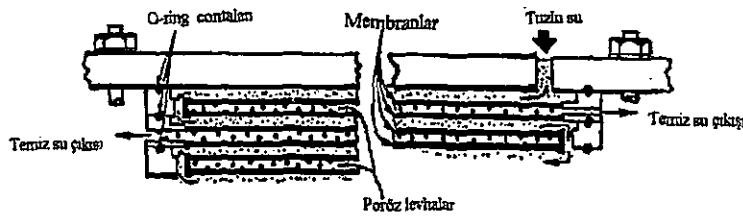
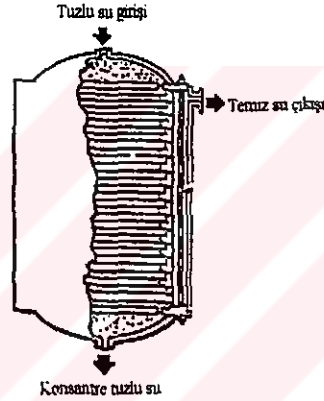
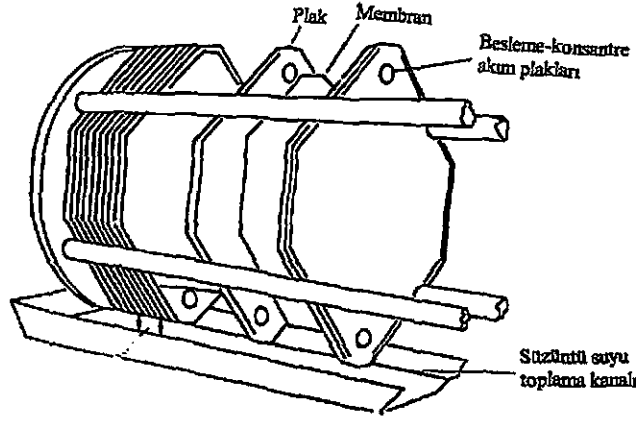
Bazı tüp modüllerde, membran değişimi kolaydır. Diğer dizaynlarda membran destek materyale sabitlenmiştir (Abcor modülü). Birçok halde birkaç tüp membran paketleme yoğunluğunu arttırmak için genel bir destek bloğunun içine yerleştirilir (Rautenbach ve dğr., 1989).



Şekil 5.1: Tüp modülün dizayn prensibi (Scierach, 1988).

5.2 Plak ve Çerçeve Modülü

Plak ve çerçeve modülde, besleme çözeltisi düz dikdörtgen kanal boyunca akar. Paketleme yoğunluğu (özgül yüzey) $100-400 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$ civarındadır. Bu sistemde membran modül bloklar halinde değiştirilmektedir. Bunlar ayrı ayrı bloklar veya yastıklar (cushions) halindedir (Şekil 5.2) (Rautenbach ve dğr., 1989).

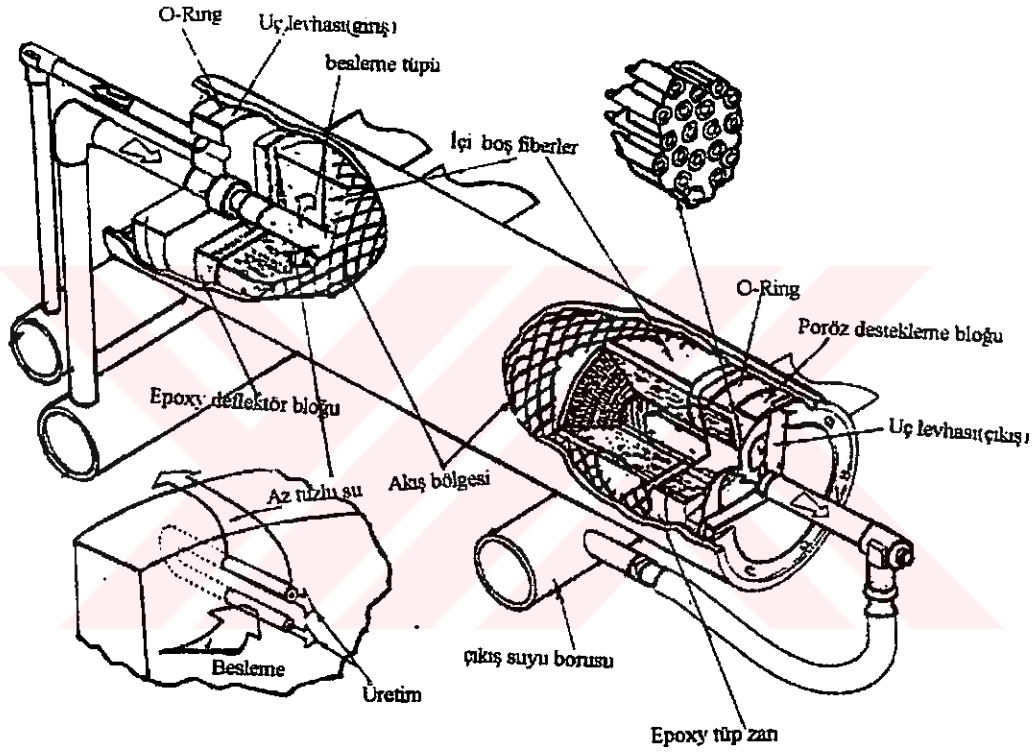


Şekil 5.2: Plak ve çerçeve modülü (Scierach, 1988) (Rautenbach ve dğr., 1989).

Türbülanslı akış için plak ve çerçeve sistemlerinin kütle transferi ve sürtünme kayıpları, dikdörtgen kanalların hidrolik çapının kullanılmasıyla pürüzsüz tüpler için verilen bağıntılar ile hesaplanır.

5.3 Kapiler Modül

Kapiler modülün yapısı, tüp paket (yığın), ısı eşanjörü (değiştirici) benzerdir. Lifler, paralel ve her iki ucu levhaya bağlanmış şekilde düzenlenmiştir (Şekil 5.3). Tüp modülle karşılaştırılırsa, kapiler modül yüksek paketlenme yoğunluğuna sahiptir. Ancak hakim akış laminar olup daha yüksek kütle transferi direnci vardır. Bu halde prensip olarak pürüzsüz tüpler için yük kaybı ve kütle transferi denklemleri geçerlidir (Rautenbach ve dğr., 1989).



Şekil 5.3: Kapiler Modül (Scierach, 1988).

5.4 Boşluklu Lif (Fiber) Modülü

Bu modül esas olarak aynı liflerden oluşan paketin basınçlı bir kap içine yerleştirilmesiyle teşekkül eder. Saça benzer liflerin açık uçları bir baş levhasına tutturulmuştur (gaz permeasyonda ise her iki tarafta da baş levhasına bağlanmıştır) (Şekil 5.4). Besleme çözeltisi boşluklu liflerden radyal veya paralel olarak akabilir. Süzüntü liflerin açık uçlarından toplandığı için paralel akış aynı yönlü veya karşı yönlü olabilir. Liflerdeki yüksek sürtünme kayıpları membrandaki basınç farkına tesir ettiği için ayırmada önemlidir. Eğer uzun lif kullanılıyorsa çapraz akış daha iyidir (en azından RO modülleri için). Bu halde besleme çözeltisi, lif demetinin

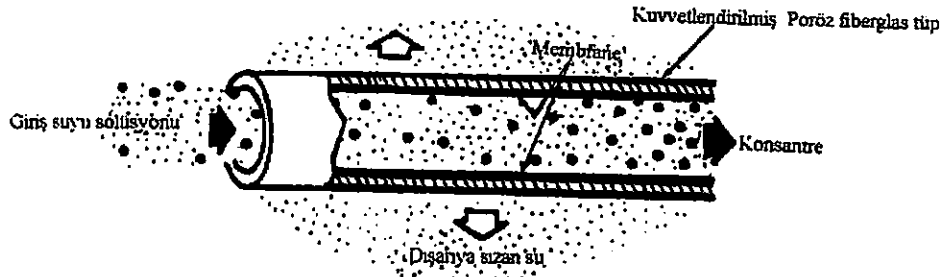
merkezinde yerleştirilmiş, porozlu bir dağıtma tüpü vasıtasıyla demetin içine dağıtılır.

Genellikle boşluklu lif ve kapiler modül arasında basınç dengesi (kendinden destekli) membran tüplere dayanan modül dizaynları halinde bir ayırım yapılır (Tablo 5.3)

Tablo 5.3 : Boşluklu lif ve kapiler modüllerin karşılaştırılması (Rautenbach ve dğr., 1989)

Özellik	Boşluklu lif modülü	Kapiler modül
Aktif ince tabaka	Dışta	İçte
Besleme çözeltisi akışı	Dışta	İçte
Boyutlar		
İç çap	40-100	250-1500
Dış çap	80-200	400-2500
Paket yoğunluğu ($m^2 m^{-3}$)	~10000	~1000
Max membran basınç farkı (bar)	80	10
Uygulamaları	Ters osmoz	Ultrafiltrasyon Mikrofiltrasyon

Bir boşluklu lif modülünün verimliliğinin tesbiti için , önce paket içindeki her bir lifin verimliliği hesaplanır. Lif içindeki basınç gradyanı ve itici kuvvetler, sabit olarak artan süzüntü akışı sonucu olarak eksen boyunca değişir. Küçük çaplı liflerde birim hacimdeki membran yüzeyi yüksektir, ancak yük kaybı artar ve süzüntü akışı azalır. Büyük çaplı liflerde yük kaybı azalır ve ancak birim hacimdeki membran yüzeyi produktivesi düşüktür.



Şekil 5.4 : Boşluklu lif modülünde süzüntü akışı (Rautenbach ve dğr., 1989)

5.5 Spiral Sargılı Modül

Spiral sargılı modüller, yüksek paket yoğunluğu (özgül yüzey $> 900 \text{ m}^2 \text{ m}^{-3}$) ve basit dizaynları ile karakterize edilirler. Esasında iki veya daha fazla membran cepleri, süzgeç şeklinde özel elekleri olan bir süzüntü toplama tüpü etrafında sarılmıştır (Şekil 5.5)

Membran cebi, üç kenarı yapıştırılmış ve yüksek porozitede destek maddesi (süzüntü kenarı boşluğu) bulunan iki membran levhadan oluşur. Cebin dördüncü kenarı toplama tüpüne bağlanmıştır. Böyle birkaç cep, element adı verilen grup halinde cepler arasına besleme tarafının süzgeçleri yerleştirilmiş ve toplama tüplerinin etrafı da spiral şeklinde sarılmıştır. Genellikle birkaç element basınçlı bir kaba yerleştirilmiştir. Besleme tarafındaki akış birçok dizaynlarda eksenseldir veya elementin silindirik yüzeyinden girer ve eksenel olarak çıkar.

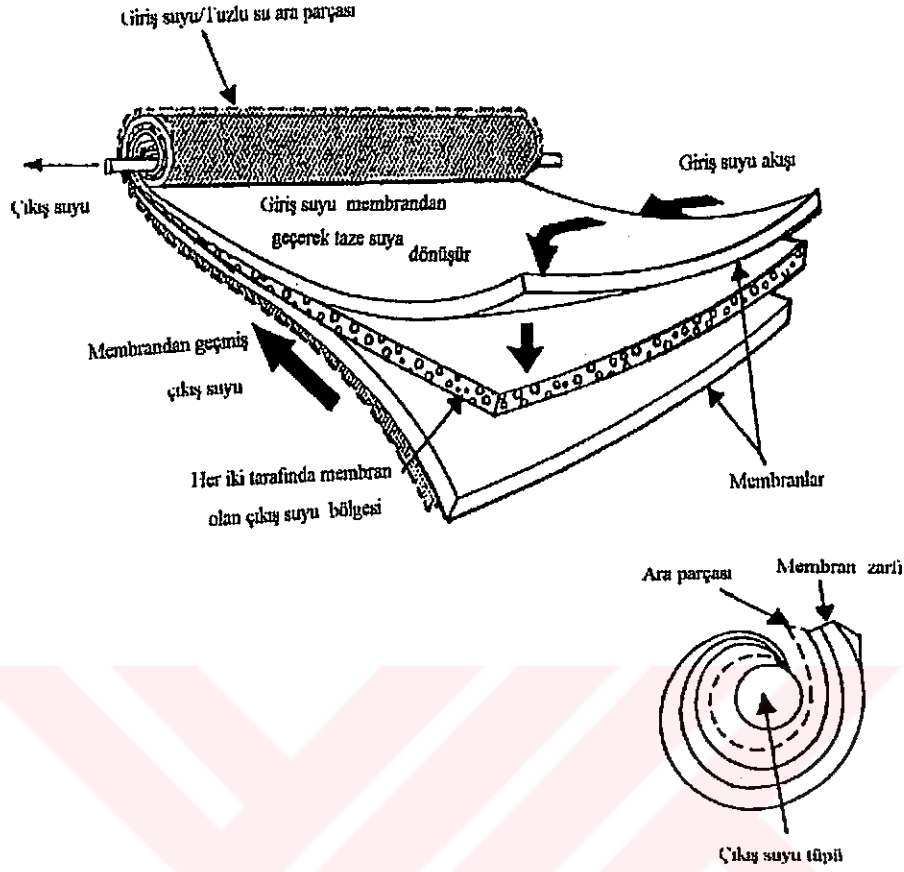
Herhangi bir halde süzüntü, cep içindeki porozlu destek tabakanın üzerinden spiral boyunca toplama tüpüne akar. Boşluklu lif modüller gibi, spiral sargılı modüllerde mekanik olarak temizlenemez.

Klasik spiral sargılı modül çapraz akışlı (cross-flow) olarak karakterize edilir ve doğru modellemede, besleme ve süzüntü kanallarının her ikisi için hız, basınç ve konsantrasyon dağılımı iki boyutlu şekilde göz önüne alınmalıdır. Yalnız bir taraftaki (süzüntü veya besleme odası) dağılımlarını göz önüne alan ve diğer taraftaki değerleri sabit kabul eden bütün modeller sınırlı bir şekilde kullanılır.

Burada besleme ve süzüntü tarafları için dengeler membrana karşı madde akıları ile bağıntılıdır. Bu akılar membranın transport özellikleri ve konsantrasyon polarizasyonuna bağlıdır. Prensipde konsantrasyon polarizasyonu besleme tarafında asimetric membranların porozlu destek yapısı içinde ve süzüntü tarafında meydana gelebilir. Bu halde asimetric membranların porozlu destek yapısının tesirinden dolayı, sadece besleme tarafında konsantrasyon polarizasyonu olduğu kabul edilir (Rautenbach ve dğr., 1989).

Tablo 5.4 : Değişik dengelerdeki terimlerin belirlenmesi (Rautenbach ve dğr., 1989).

Bölge	Denge	φ	ψ	γ
Besleme	Kütle dengesi	V_1	$(1/h_f)v_3$	
	Madde dengesi	ρ_{s1}	$-(1/v_1 h_f)(v_p \rho_{s1} - J_s)$	
	Enerji dengesi	P_1	-	$(\rho/2)v_3^2 \lambda_F/2h_F$
Süzüntü	Kütle dengesi	V_3	$(1/h_p)(\epsilon_F/\epsilon_P)v_p$	
	Madde dengesi	ρ_{s3}	$-(1/v_3 h_p)(\epsilon_F/\epsilon_P)(v_p \rho_{s3} - J_s)$	
	Enerji dengesi	P_3	-	$(\rho/2)v_3^2 \lambda_p/2h_p$



Şekil 5.5 : Spiral sargılı modül

5.6 Kaskatlar (Membran Arıtma Sistemlerinin Dizaynı)

Tek kademede verilen bir karışımdan istenilen saflık derecesine ulaşılamaz ise membran ayırma prosesi çok kademeli olarak yapılabilir. Bu kademeler bir kaç şekilde teşkil edilebilir. Membran teknolojisinde birden fazla kademedan oluşan prosesler gaz permeasyonunda ve deniz suyundan boyler (ısıtıcı) besleme suyu üretiminde kullanılır. Kaskatlar ayrıca organik karışımların sadece membran proseslerle ayrılabilirdiği hallerde gerekli olmaktadır (Rautenbach ve dğr., 1989).

5.6.1 Ayırma Ünitesi

Ayırma prosesinin üniteleri gaz santriflütü, membran modülü, çok amaçlı bir tesiste distilasyon kolonu veya soğutucunun tablaları olabilir. Plak çerçeve ve spiral sargılı modüllerde genellikle her blok veya basınçlı kap birden fazla ayırma elementi ihtiva eder.

5.6.2 Kaskatlar

Bir kaskatın elementi kademe olarak tanımlanır. Kademeler seri ve/veya paralel olarak bağlanmış bir kaç ayırma ünitesi ihtiva edebilir. Bir kademenin elementleri dişli formda veya kare formunda düzenlenebilir. Genel olarak bir kaskat bir kademedan çıkan süzüntünün gelecek kademe için besleme suyu olması tarzında karakterize edilir. Kaskatlar süzüntünün üretim veya tutulan madde olması durumuna göre geri akışlı olarak da düzenlenebilir .

Membran kaskatları uygun modül grupları içerir. Bir tesis modüler tarzı genişletiliyorsa, bir membran kaskatı veya kendine özgü büyüme oranıyla ölçülendirilir. Bir kaç tane kaskat kullanılmalıdır, böylece bir tanesi temizlenmek veya geliştirilmek üzere çıkarılabilir. Temizleme sistemleri genelde bir kaskat ünitesine göre dizayn edilmişlerdir. Bir kaskat genelde 1, 2 veya 3 tane kademe içerir. Kademe sırası da iyileşme yüzdesine göre ayarlanır. Bu da besleme suyu kalitesine bağlıdır. İyileşme yüzdesi 55 veya üstü tuzlu sularda tek kademeli sistemler ile başarılabilmektedir. 2 kademeli sistemler ile %70-80 iyileştirme sağlanabilirken, 3 kademeli sistemler ile bu oran %90'a çıkabilmektedir. Çok kademeli bir sistemde, birinci kademe yoğunlaştırma ikinci kademe besleme suyu kademesi haline gelir. 2. Yoğunlaştırma kademesi 3. Besleme suyu kademesi haline gelir. Böylece fazla basınç, yoğunlaştırma sisteminde kalır. Su kalitesi bilgileri, gerekli kaskat iyileştirme veya düzelme oranı, çıkış suyu kalitesi minimum ve maksimum sıcaklık sınırları, besleme basıncı, çıkış basıncı belirlendiği zaman bir sistem dizaynı gerçekleştirilmiş olur. Membranın tahmin edilen ömrüne göre, bir RO sistemi istenilen mertebede süzüntü çıkışını sağlayacak şekilde dizayn edilir. Buna membranın dizayn ömrü denilir. Genelde dizayn ömrü 3-5 yıl arasındadır. Dizayn süresinin sonunda oluşacak çıkış suyu kalitesi ve miktarı projelendirilir. Giriş suyu genellikle dizayn süresi boyunca sabit kalır yani, başlangıç yılındaki ile sonundaki aynı düşünülür.

6.SÜT VE GIDA ENDÜSTRİSİNDE MEMBRAN UYGULAMALARI

Gıda endüstrisinde membran teknolojisinin birçok uygulaması vardır (Rautenbach ve dğr., 1989):

Mikrofiltrasyon (MF) : Santrifüjizasyon yerine berraklaştırmada, ısıtma yerine sterilizasyonda kullanılır.

Ultrafiltrasyon (UF) : Ayırıştırma, konsantrasyon ve saflaştırmada kullanılır.

Nanofiltrasyon (NF) : Tuz uzaklaştırma ve asidifikasyonda kullanılır.

Elektrodializ (ED) : Demineralizasyonda kullanılır .

Ters osmoz (RO) : Konsantrasyonda ve atıksu arıtımında kullanılır.

Bu prosesler ile süt ürünleri, meyveler, sebze tohumları, şeker, hayvansal ürünler gibi değerli bileşiklerin geri kazanılması ve birçok bileşiğin saflaştırılması mümkün olmaktadır (Tablo 6.1). Besin endüstrisinde membran teknolojisi en çok süt sektöründe kullanılmaktadır.

Ters osmoz (RO) besin işlenmesinde konsantrasyon ve saflaştırma için kullanılır. Değerli bileşikleri tek başına veya diğer membranlarla kombinasyonlar halinde geri kazanabilir. Besin endüstrileri; yağları, et ürünlerini, süt, şeker, meyve ve sebze sularını ve içecekleri içerir (Tablo 6.2).

RO'nun esas avantajı buharlaştırmada oluşan maliyeti düşürmesi veya tamamiyle elimine etmesidir. RO'da su için enerji ihtiyacı yaklaşık olarak 110 kJ/kg , en etkili buharlaştırma yöntemi olan, mekanik buhar dekompresyonunda ise 700 kJ/kg 'dır. Yeni membran materyallerinin besin işlemlerinde kullanılması için RO'nun diğer avantajları dezavantajlarıyla dengelenmelidir (Tablo 6.3).

Süt %12.5 TK, %3.3 protein, %3.5 yağ, %4.9 laktoz ve %0.7 külden oluşur. Sütün Ozmotik basıncı 600-700 kPa'dır. Bu basınç çözünmüş tuz ve laktoz içerğine bağlıdır.

Ozmotik basınç etkisine ve transmembran ile akı arasındaki asimptotik ilişkiye bağlı olarak ciddi akı azalmaları meydana gelir. Diğer bir azalma ise konsantrasyon polarizasyonundan ileri gelir. RO süresince membranların tıkanması, protein tortuları ve kalsiyum fosfat gibi inorganik tuzlardan dolayı meydana gelir.

Sütün %85 oranında su içeriği, üretim tesislerine yollanmadan önce konsantre hale getirilmesi halinde ekonomik kazançlar sağlar, taşıma depolama maliyetlerini azaltır.

Mevcut buharlaştırma sistemlerinin de kapasitelerini artırır. Sütün RO ile konsantre hale getirilmesinin pek çok faydası vardır (Tablo 6.4).

Tablo 6.1: Gıda Endüstrisinde membran uygulamaları (Rautenbach ve dğr., 1989)

	RO	Peynir suyunun buharlaştırmadan önce ön konsantrasyonu Bulk taşınımı Sıvı süt ürünlerinin spesyalitesi (2-3 x/UHT)
	NF	Peynir suyunun kısmi demineralizasyonu ve konsantrasyonu
	UF	Sütün peynir üretimi için ayrıştırılması, Peynir suyunun protein konsantrasyonu için ayrıştırılması
	MF	Sıvı süt ürünlerinin spesyalitesi Peynir suyunun berraklaştırılması
	ED	Sütün mikrobiyal yükünün azaltılması Süt ve peynir suyunun demineralizasyonu
MEYVE VE SEBZELER	Meyve Suları	Elma (RO, UF), Kayısı, portakal, Limon (MF, UF, RO, ED), Kiraz, Üzüm (UF, RO), kiwi, şeftali (UF, RO)
	Pigmentler	Antokyaninler
	Atıksu	Patates, Elma (UF, RO)
HAYVANSAL ÜRÜNLER	Jelatin	Konsantrasyon ve de-ashing (UF)
	Yumurtalar	Glukozun konsantrasyonu ve azaltılması (UF, RO)
	Hayvan Ürünleri	Kan, Atıksu arıtımı
İÇKİ	MF/UF/RO	Şarap, bira, sirke, durultma, düşük alkollü bira
ŞEKER İYİLEŞTİRME		Şeker pancar, şeker kamışı çözeltileri, akaağaç şurubu, şekerleme atıksuları durultması (MF/UF), tuz uzaklaştırma (ED), ön-konsantrasyon (RO)
TAHİL ÜRÜNLERİ	Soya Fasulyesi	Protein konsantrasyonu ve ayrıştırılması (UF)
	İşlenmesi	Protein hidrolizasyonu (CMR), Yağ ayrıştırılması ve iyileştirilmesi Soya suyunun geri kazanımı (UF, RO), Atıksu arıtımı Islatma suyunun Konsantrasyonu (RO), Hafif-Orta derecede arıtma, Su geri devri (RO) Sıvı nişastanın sakarifikasyonu (CMR), Dextrozun saflaştırılması (UF/MF)
	Mısır İyileştirilmesi	Glukozun etanole fermentasyonu (CMR), Aşağı akımlı işlem (CMR, UF, NR, RO, ED, PV) Atıksu arıtımı
Bioteknoloji		Yüksek kaliteli su üretimi (MF, UF, RO, ED), Aşağı akımlı işlem (MF, UF, RO, ED): Hücre ekimi, protein ayrıştırılması, tuz uzaklaştırma, konsantrasyon Bioreaktörler : -enzim hidrolizleri -Doku kültürü -Bitki hücreleri

CMR : Membran reaktör

PV : pervaporasyon UHT : ultra yüksek sıcaklık

Tablo 6.2 : RO'nun besin endüstrisinde uygulamaları (Rautenbach ve dğr., 1989)

Süt	Peynir suyu konsantrasyonu Süt konsantrasyonu Tuzlu peynir suyundan tuz arıtımı Atık arıtımı
Tohum öğütülmesi	BOD azaltılması Atık geri kazanım ve kullanımı Atık sudan ürünlerin geri kazanımı
İçki	Biranın soğuk stabilizasyonu Şarabın renginin arıtılması Şarap ve biradan alkol uzaklaştırılması
Yağlar	Atıksu arıtımı
Şeker	Saf şeker çözeltilerinin ön konsantrasyonu Durulama suyundan şeker geri kazanımı
Meyve ve Sebzeler	Domates suyunun konsantrasyonu Atık su arıtımı Konsantre meyve suları Meyve suyu lezzet ve aroma konsantrasyonu

Tablo 6.3: RO'nun besin endüstrisinde avantaj ve dezavantajları (Rautenbach ve dğr., 1989).

<u>Avantajları</u> • Düşük enerji ihtiyacı • Isının verdiği zarar olmaksızın ürün kalitesinin ayrıştırılması • Taze su ihtiyacının azaltılması • Atık arıtma hacminin ve maliyetinin azaltılması • Düşük yer ihtiyacına bağlı olarak maliyetin azaltılması <u>Dezavantajları</u> • Ürün emiyetinin kanıtlanmaması ve yeni membranların uygunluğunun geçerli olması için gerekli masraf ve zaman • Membran dayanıklılığının ve ömrünün belirsizliği ve bundan dolayı artan işletme masrafı • Şüpheli kimyasal madde inertizliği ve pH dayanımı • Bazı uygulamalardaki sınırlı işletme basınçları • Belirli besleme içeriklerinde tıkanma	<u>Süt Endüstrisi</u> <i>Süt endüstrisinde RO'un bir çok uygulaması vardır; su arıtımı, ayrıştırma, geri kazanım ve konsantrasyon ve denaturasyon (Tablo 2). Buharlaştırmadan çok daha az bir maliyet ile proses akımlarındaki %10'luk TK konsantrasyonu, %25'lere kadar çıkarılabilir. Uçucu lezzet bileşiklerindeki kayıpların ve ısıya duyarlı bileşiklerdeki ters değişiklikler (protein denaturasyonu) ciddi miktarda azaltılır. RO aynı zamanda arıtma için deşarj edilen hacmi azaltır ve kullanılabilir su üretir.</i> <u>Süt Konsantrasyonu</u> RO'nun konsantre süt içindeki performansı ozmotik basınç ile sınırlanır.çok kullanılan ticari modüller 3-4 Mpa işletme basıncı ile çalıştırılır. Bu halde sütün konsantrasyonu 3-4 faktörlerindedir. Kaymaksız veya normal süt tozu üretiminde , süt genellikle sprey kurutmadan önce TK oranı %40-50'ye kadar konsantre edilir. Bundan dolayı RO buharlaştırma yerine kullanılamaz. Ancak işletme masraflarını azaltmak ve tesis kapasitesini arttırmak amacıyla ön konsantrasyonda kullanılır. RO ve termal konsantrasyon metodlarının faktör 2.5 için lt/st besleme kapasitesine göre Tablo 6.4'de karşılaştırılmışlardır.
---	--

Tablo 6.4 : Buharlaştırma ve Ters Osmoz'un enerji harcamalarının karşılaştırılması
(Rautenbach ve dğr., 1989)

Proses	Alan (m ²)	Enerji (kcal/kg süt)
Termal Konsantrasyon	10.4	455
Kazanda Kaynatma	10.4	455
Buharlaştırma:		
-Çift Etkili Buharlaştırma	25	209
-Mekanik Buhar Rekompresyonu	32	136
Membran Prosesi*:		
-Tek Pompalı, Kesikli	65	80
-Çift Pompalı, Sürekli	65	7
-Tek Aşama, Sürekli	206	16
-3 Aşama, Sürekli	93	7

* Spiral Sarımlı Selüloz-Asetat Membran

A-Sıcaklığın Etkisi:

Yüksek sıcaklıklar süzülme hızı artışını kolaylaştırır, fakat peynir suyu proteinin denaturasyonu ve membranların termal dirençleri bu olayı sınırlandırır.

- Düşük sıcaklıklar düşük süzülme hızlarına ve yüksek bekleme zamanlarına sebep olurlar.
- Orta sıcaklıklar bakteriyel büyümeye yol açarlar.

B-Basıncın Etkisi

Basınç düşürme vanasından geçen süzüntünün ani düşen basıncı sütün fiziksel özelliklerini etkileyebilir. Bu vana bir homojenize edici gibi çalışarak ham süt içindeki yağ zerreciklerini parçalar. Bu da sütün tadını değiştirir, köpük oluşur ve daha sonraki margarin ve yağ üretimi kademelerinde yağ kaybına sebep olur. Bu ani basınç düşüşü sonucu ürünlerde meydana gelen ekşime, RO'dan önce, bir sıcaklık arıtması ile giderilebilir. Ya da, vanadan önce sıcaklığı 10°C'nin altına indirmek gerekir. RO'dan çıkan konsantre birçok üründe kullanılır:

- Tamamen veya kaymağı alınmış şekilde, suyla süt tozundan süt üretiminde,
- Kaymağı alınmış süt tozu üretiminde,
- Cheddar veya Cottage peyniri üretiminde,
- Yoğurt üretiminde,
- Dondurma üretiminde.

Paralel bağı MF, UF ve RO süt endüstrisinde yaygın kullanılan sistemlerdir. Süt ve peynir suyunda, konsantrasyonda (RO), ayırtırmada (UF), filtrasyonda (MF) kullanılırlar.

6.1 Süt Ayırtırılması (UF)

UF'da protein, yağlar ve çözünmeyen tuzlar alıkonurken, süzüntü laktoz ve çözünebilir tuzları içerir. Ayırma işleminde birçok uygulaması olan polisülfan (veya polieter sülfan) tip membranlar kullanılır. Bu tip membranlar selüloz içerikli membranlardan çok daha kolay tıkanır. Ancak Yüksek sıcaklıklarda (50-55°C) işletilebilmeleri, klor, pH aşırılıklarına dayanıklı olmaları avantajlarıdır. Süt UF'da konsantrasyon polarizasyonu önemlidir, genelde yüksek akı geçiş hızları kullanılır. UF'da kabul edilen max. TK %38-42 sınırları arasındadır.

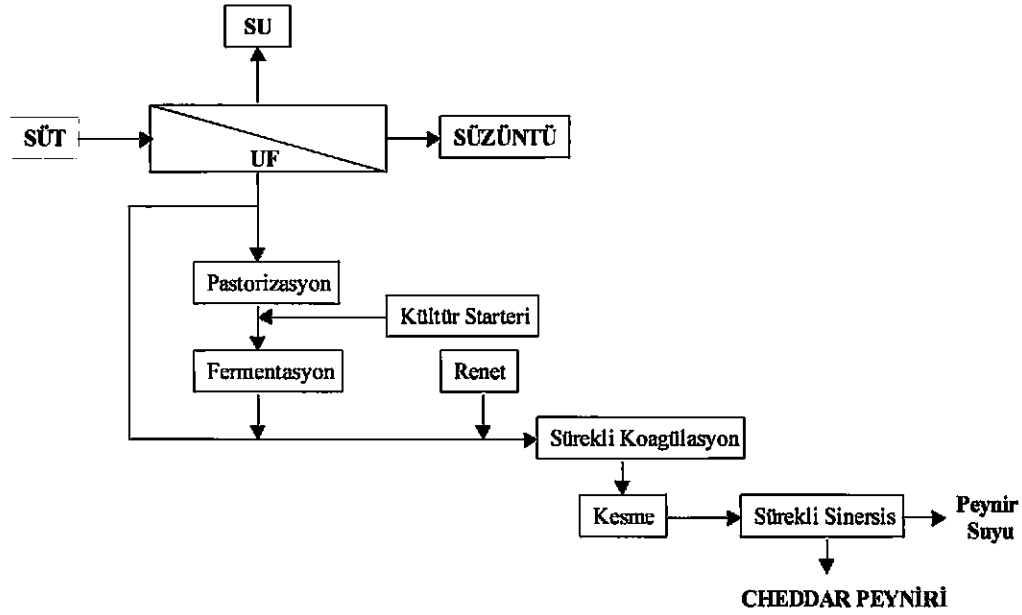
UF'nun çiftliklerde kullanılması depolama ve taşıma maliyetlerinin azaltılması açısından tavsiye edilmektedir. Fakat mevcut yasal düzenlemeler ve pazarlama engelleri uygulamaya geçmesini önlemektedir. Özel sütlü meşrubatların üretiminde, UF büyük bir potansiyele sahiptir. Yüksek kalsiyum ve düşük yağ ve kolesterol içerikli içecekler çok caziptir. Kaymağı alınmış sütün ultrafiltrasyon'u yüksek kalsiyum ve protein içeriği sağlar. Konsantrasyon sonucu laktoz, sodyum ve potasyum değişmeden kalır. Ürünün tadını iyileştirmek için yağ ve ayrılmış kaymak süte eklenir (Rautenbach ve dğr., 1989).

6.2 Peynir Üretimi (UF)

Protein ve yağlar çökelen kısımda peyniri, laktoz, mineraller, çözünebilir proteinler ve diğer içerikler üst kısımda peynir suyunu oluşturular. UF protein, yağ ve katıları konsantre hale getirerek ön-peynir oluşturur. Bu ön-peynir daha sonra peynir üretimi için kullanılır. UF'nun kullanılmasıyla pekçok peynir çeşidi elde edilebilir. UF'nun teknik olarak avantaj ve dezavantajları Tablo 6.5 'de gösterilmiştir.

Quarg peyniri gibi özel peynirlerin UF ile üretilmesi fermentasyon sonucu gerçekleştirilir. Cheddar peynirinin yüksek katı içeriği sebebiyle UF ile üretimi zor olmaktadır (Şekil 6.1). Çok aşamalı polieter sülfan spiral sarımlı UF modülleri ile sütün tamamı standartlaştırılıp, pastörize hale getirilir. Konsantrede mevcut laktozu azaltmak için, dia filtre içeren membran ile 5 faktöründe konsantre edilir. %38 -40 katı içeren konsantre 2 akıma ayrılır, %10'u tekrar pastörize edilir, fermente edilir, esas konsantre akımıyla ve renet (enzim)ile koagülatörde karıştırılır. Üretilen koagülüm kesilir ve çökelek ve peynir suyunun olduğu sinersis kazanlarında pişirilir. Çökelek-Peynir suyu karışımı cheddar peyniri üretimi için gereklidir.

UF'dan çıkan süzuntiden, RO ile, temizleme ve dia filtrasyon için steril su üretilir (Rautenbach ve dğr., 1989).



Şekil 6.1 : Cheddar Peynir Üretimi (Rautenbach ve dğr., 1989)

Tablo 6.5: UF peynir yapımı teknik karakteristikleri (Rautenbach ve dğr., 1989).

Avantajları	Yumuşak ve Yarı yumuşak peynir üretiminde %10-30'luk bir artış Enzin (rennet) ihtiyacında %70-85'lere varan ihtiyaç azalması Çok az peynir suyu üretimi Daha uniform ürün Sürekli proseslerde kullanılabilme Geliştirilmiş sağlıklı çevresel şartlar
Dezavantajları	Eğer protein konsantrasyonu %12-14 'ten fazla artarsa viskozite artar ve starter kültürü ve rennet enziminin karşımında güçlükler oluşur Tampon kapasitesinin arttırılması, istenilen pH'a ulaşamadığının göstergesi olabilir Konsantrenin geri devri yağın kısmi homojenizasyonuna sebep olabilir. Yarı-sert ve sert peynirler düşük nem içeriğine sahiptir

6.3 Sütün Mikrofiltrasyonu

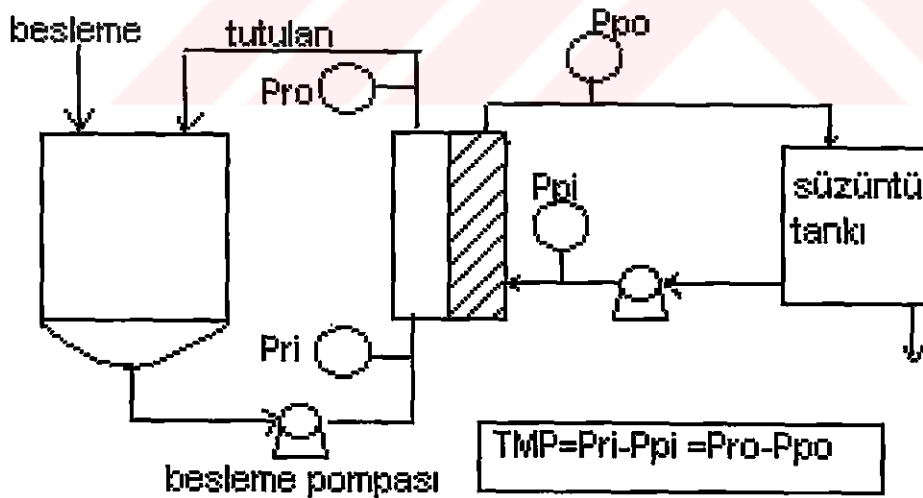
Süt çok değişik boyut dağılımına sahip bileşikler içerir. Kazein miselleri (askıdaki süt proteini), 1µm boyutundan büyük yağ ve bakteriler ile karşılaştırıldıklarında daha küçük boyutlara sahiptirler. Bundan dolayı MF prensipte yağ ve bakterileri süttten

ayırabilir. Polimerik membranlar, kazeinleri ve peynir suyu proteinlerini tutan ikinci tür membranlar gibi davranarak UF membranlarına benzerler. 2. Tür membran formasyonu yüksek akı hızı (>6 m/s) ve düşük membran basıncı ile minimize edilir. Normal MF'ü yüksek hızlarda işletmede esas sorun, konsantre tarafında, basınçta meydana gelen büyük düşüştür. Giriş ve çıkışta çok farklı olan basınç değerleri işletme problemlerine yol açmaktadır (Rautenbach ve dğr., 1989).

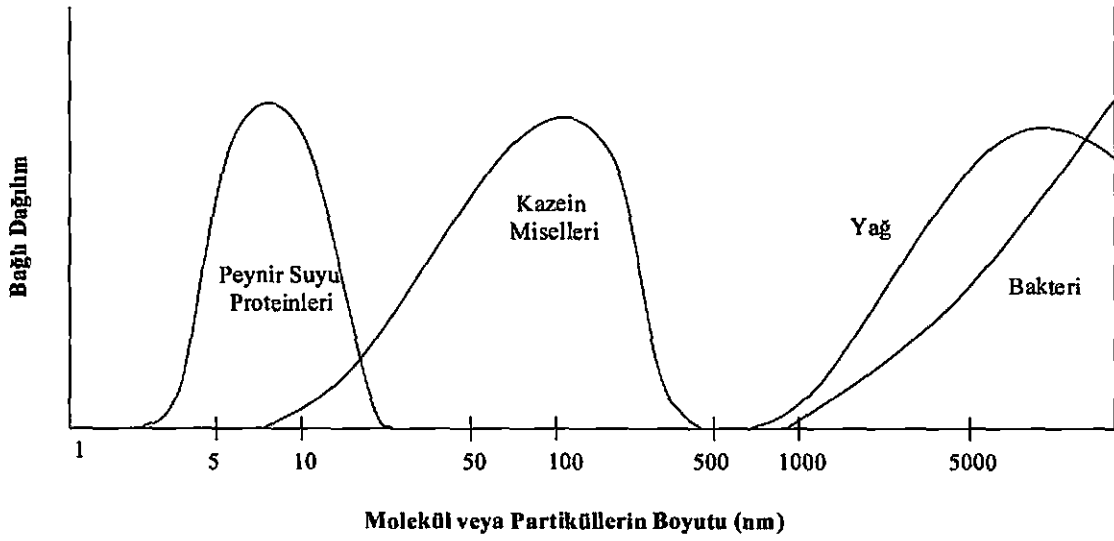
- Yüksek giriş basıncı farklılıkları bu bölgede ciddi tıkanma problemlerine yol açar.
- Düşük giriş basınç farkı bu bölgedeki membran alanından tam olarak yararlanılamaması ile sonuçlanır ve düşük akıya sebep olur.

Membranda sabit bir filtrasyon basıncı (Bactocatch) sağlanarak, beslemeyle birlikte paralel olarak artıp azalan süzöntü çıkışı sağlanarak bu problem çözülebilir (Şekil 6.2). Konsantre ve süzöntü taraflarında meydana gelen basınç azalmasına eş bir basınç ile paralel akış sağlanır. Yaklaşık olarak sabit bir basınç kuvveti meydana getirilir ve akı ve tutma verimi geliştirilir.

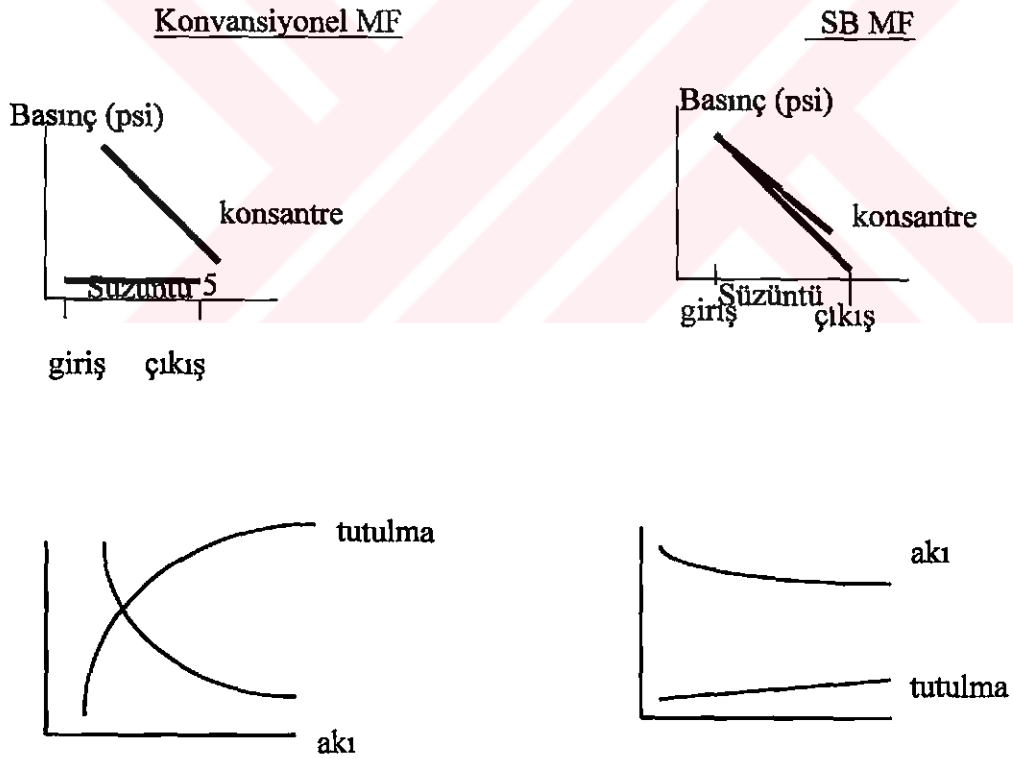
Sabit basınç filtrasyonu tüp seramik membranların $0.5-0.7 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$ akı ile 6 saatlik bir periyotta çalıştırılmasıdır. İşlem ancak gerekli olduğunda, tıkanma sonucu düşen basıncı karşılamak için 0.05 ila 0.1 bar arasında basıncın arttırılabileceği şekilde işletme basıncına karşı hassastır (Rautenbach ve dğr., 1989).



Şekil 6.2 : Sabit basınç veya yüksek akılı, düşük tıkanmalı mikrofiltrasyon (Rautenbach ve dğr., 1989)



Şekil 6.3: Esas süt bileşiklerinin boyut dağılımı. Karbonhidrat (laktoz) ve çözünebilir tuzlar boyutları çok küçük olduğu için burada gösterilmemiştir (Rautenbach ve dğr., 1989).

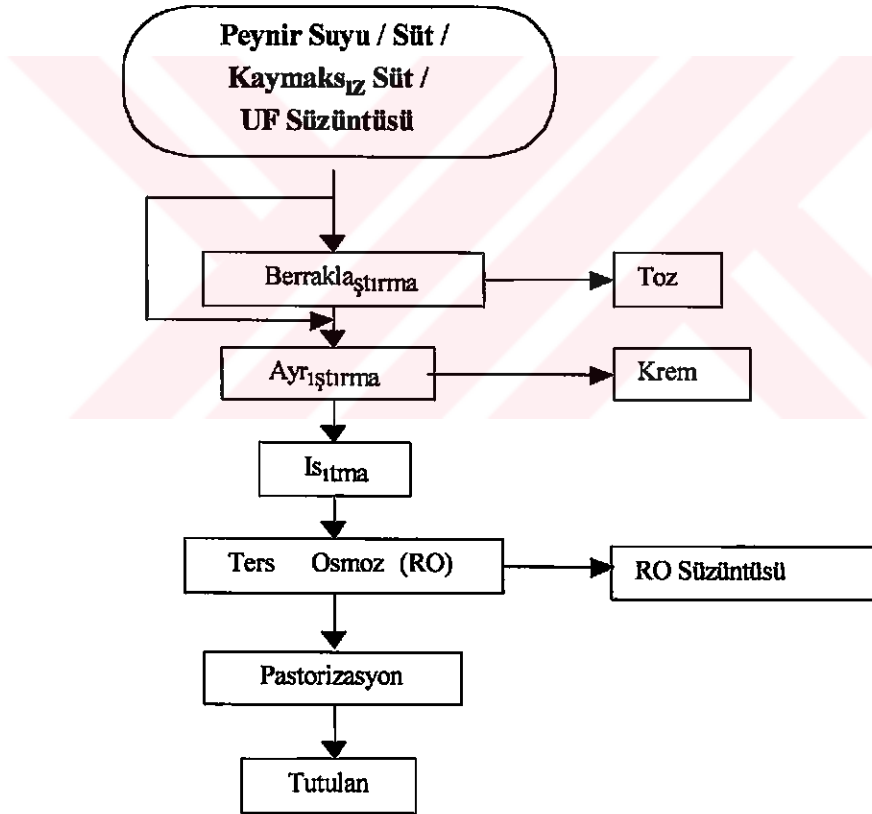


Şekil 6.4 :Sütün MF'u süresince basınç profilleri (üstte) ve Akı değişimleri (altta) (Rautenbach ve dğr., 1989)

6.4 Peynir Suyu ve Sütün Konsantrasyonu

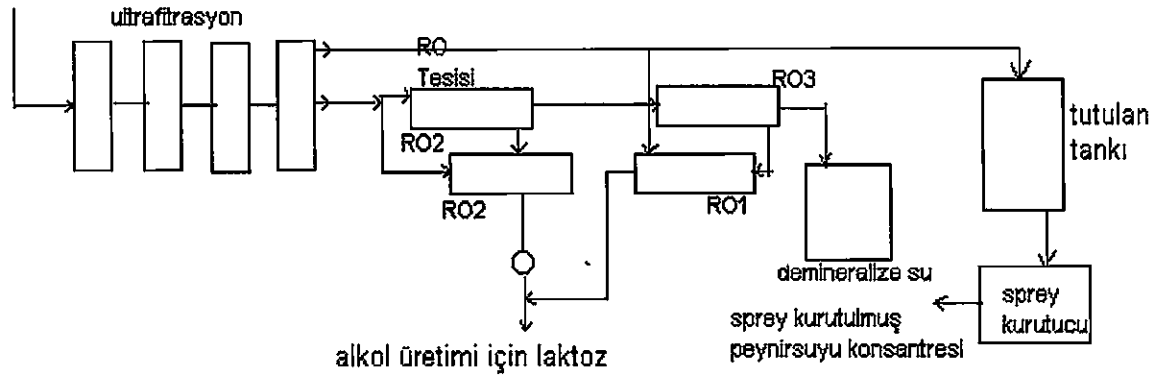
Peynir suyu, laktik asit üreten bakterilerin ve renet enziminin peynir üretimi için süte eklenerek çöktürölme yapılması esnasında ortaya çıkar. Çökelek süt proteinin büyük bir kısmını ihtiva etse de proteinin bir kısmı da peynir suyunda bulunur. Peynir suyu doğrudan herhangi bir kanala deşarj edilemeyecek miktarda organik yük içerir (BOI yaklaşık 3000-5000 mg/l). Yumuşak bir peynir suyunun tipik kompozisyonu %5-6 TK, protein (TK'nın %7'si), laktoz (TK'nın %4.3'ü), kül (TK'nın %0.5'i), ve yağ (TK'nın %0.05'i). Peynir suyu 7 bar'lık bir ozmotik basınca sahiptir. Bu basınç TK'nın %25 oranında konsantre edilmesiyle 35 bara kadar çıkar. Bu da dondurma ve diğer ürünlerde kullanılan peynir suyunu buharlaştırma ve kurutulmasından önce RO'nun kullanım uygulamalarını sınırlar (Şekil 6.5-A,B).

Peynir suyunun işlenmesinde potansiyel olarak kullanılabilen RO, UF, MF, ED ve NF'u da içeren birçok proses uygulaması vardır (Rautenbach ve dğr., 1989).



Şekil 6.5 –A: Peynir Suyu ve diğer Süt ürünlerinde RO kullanımı (Rautenbach ve dğr., 1989).

Peynir suyu



Şekil 6.6 -B: Peynir suyu ve süt ürünlerinde RO kullanımı (Rautenbach ve dğr., 1989).

İki çeşit peynir suyu vardır (Rautenbach ve dğr., 1989);

- Enzim ile üretilen yumuşak peynir suyu (pH >5.6)
- Asidifikasyon ile üretilen asidik peynir suyu (pH <4.6)

Asidik peynir suyu genellikle yumuşak peynir suyundan çok daha fazla laktik asit ve 2 kat daha fazla kalsiyum fosfat içeriğine sahiptir. Membran işletim şartları kalsiyum tuzlarının davranışlarına göre belirlenir (Kalsiyum düşük pH'larda daha fazla çözünür). Aynı zamanda mikrobiyal çoğalmaya, denatürasyona ve viskoziteye de dikkat edilmelidir.

Peynir suyu ve UF süzöntüsünün ters osmozu, protein konsantrasyonu, laktoz ve BOİ'si azaltılmış bir atık akımı üretir. Örnek olarak, Kaliforniyada işletilen ve peynir üretimi yapılan tesiste, peynir suyu konsantrasyonu için kullanılan UF'dan çıkan süzöntüde yer alan laktozu konsantre hale getirmek için kullanılan RO (plak ve çerçeve) verilebilir

RO sistemi, paralel 2 hattın her birinden 9200 gph debi geçecek şekilde boyutlandırılmıştır. Her bir hattaki 4500 gph'luk bir debi ile konsantre hale getirilen laktoz, feremantasyon ile alkol üretiminde kullanılır. Demineralize su elde etmek için ikinci bir RO mineral süzöntüde kullanılır. Üçüncü bir RO sistemi UF'a geri gönderilen diafiltrasyon suyunu geri kazanmak için kullanılır.

Peynir suyunun ön-konsantrasyonunda, RO'un kullanılması vakumlu buharlaştırmadan önce %12'lik bir TK konsantrasyonu sağlar. %6 ile %24 arasında TK konsantrasyonu elde edilmiştir. Peynir suyu konsantrasyonu UF beslemesi ve ED demineralizasyonu veya jel filtrasyonu ile çok daha efektif bir şekilde gerçekleştirilebilir. Peynir suyu konsantrasyonu üretimi için, endüstriyel tüp RO sistemlerinin belirlenen işletme şartları, 40-45°C, 29-49 bar ve 2-2.75 m/s'lik

doğrusal hızlardır. RO sistemlerinde TK konsantrasyonunun %6.5'tan %25'e çıkarılması sonucunda, süzüntüde %0.26'lık bir konsantrasyon artışı olur.

Özel olarak dizayn edilmiş hijyenik düz levhalar ve tüp sistem modülleri RO konsantrasyonunda kullanılır. Bu modüllerin maliyeti, deniz suyu desalinasyon sistemleri ile karşılaştırıldığında hemen hemen aynıdır. Maliyetin büyük bir kısmını yıllık membran değişimi içerir. Membranların, bazen günlük olmak üzere çok sık temizlenmesi, önemli bir işletme maliyetine sebep olur.

6.5 Peynir Suyunun Ultrafiltrasyonu

UF ile peynir suyu ayrıştırılması ile protein konsantresi üretimi geniş bir uygulamaya sahiptir. UF, başlangıçta %10-12 olan protein içeriğini, peynir suyu proteinin fonksiyonunda herhangi bir kayba yol açmaksızın %35, %50 hatta %80'e kadar çıkarabilir (Rautenbach ve dğr., 1989).

UF komponentleri laktoglobulin laktalbumin olarak ikiye ayrılır. Peynir suyu UF'da membranın laktalbuminli protein ve tuzlar tarafından tıkanması problem yaratmaktadır. Polisulfan membranları, selülozik membranlara göre daha kullanışlıdır. Her ne kadar ön arıtma metodları mevcutsa da, protein bakımından bir kayıp söz konusudur. Santrifüj ayırma ve/veya MF ile ön arıtma ürünler üzerindeki zararlı etkileri önleme yönünden etkili olabilir. Genellikle peynir suyunun pH'ı proteinlerin izoelektrik noktasından mümkün olduğu kadar uzak olmalıdır, sıcaklık 30 °C civarında olmalıdır.

MF ile ön arıtma esnasında, globuller (0.2-0.1µm) halinde bulunan yağın az bir miktarının ve küçük partiküller (5-100µm) halinde bulunan kazein uzaklaştırılır. Komponentlerin peynir suyunun (UF) konsantresi üzerinde zararlı etkileri vardır. Ek olarak MF bir miktar çökelmiş tuzu ve ciddi oranda bakteriyi uzaklaştırır. Bactocatch prosesinde kullanılan MF membranları 0.2µm sıklığındadır.

6.6 Peynir Suyu Demineralizasyonu

Peynir suyu demineralizasyonu , iyon değişimi ED ve NF ile sağlanabilir. İyon değişimi, peynir suyunun yüksek tuz konsantrasyonuna bağlı olarak kısa döngü zamanlarına ihtiyaç gösterir. Böylece büyük miktarda kimyasal yenilenir ve büyük miktarda suya ihtiyaç doğar. Potansiyel protein destabilizasyonu oluşabilir.

Peynir suyunun ED'i, genelde iyon konsantrasyonunu arttırmak ve böylece maliyeti düşürmek için yapılan ön-konsantrasyondan sonra yapılır. Bazen iletkenlikteki ani düşüşten dolayı ED demineralizasyonu gerçekleştirilmez. Bu durumda takiben bir iyon değişimi ile gerekli iyon konsantrasyonu sağlanır.

NF peynir suyunun (ve sütün) demineralizasyonu için yeni ortaya çıkmış bir prosestir. Desalinasyon için ED veya İyon değişimi ile karşılaştırılabilir bir işlemdir. NF ile desalinasyonda %40'lık bir geri kazanım elde etmek ve böylece peynir suyunu yararlı hale getirmek mümkündür. Bu, peynir üretiminde tuz eklenmesinden dolayı kullanılamaz hale gelen peynir sularında faydalı olmuştur.

NF'da da RO konsantrasyonundaki gibi bir ön arıtma gereklidir. Yani, max. Ürün ve kapasitenin elde edilmesi için peynir suyunun berraklaştırılması, ayrıştırılması ve ayrıca pastörizasyonu gereklidir. pH ayarlaması da bir avantajdır (Rautenbach ve dğr., 1989).



7. DENEYSEL ÇALIŞMALAR

7.1 Deneyin Amacı

Membran prosesleri, süt ve süt ürünleri endüstrisinde sütün ayrıştırılması, peynir altı suyunun işlenmesi ve proses atıksularının geri kazanılmasında geniş ölçüde uygulanmaktadır. Süt, %88 su, 3,2 protein (%2,5 kazein ve %0.70 albumin), %3,60 yağ, %4,50 laktoz ve %0,80 külden oluşmaktadır. Ham süt, işletmede birtakım işlemlerden geçilerek peynir ve lor üretimi yapılmaktadır. Süt kazanlarda 1000°Cde kaynatıldıktan sonra soğutularak dinlendirilmektedir. Mayalama işleminden sonra, peynir ve lor haline getirilmekte, neticede yüksek organik madde içeriğine sahip peynir altı suyu veya işleme bağlı olarak lor suyu teşekkül etmektedir. Süt endüstrisi atıksuları, ekipman ve tankların yıkama suları, yemekhane, bulaşikhane, duş gibi birimlerden kaynaklanan evsel atıksular, ısıtma ve soğutma sistemlerinden gelen sular, pastörizasyon ve peynir atıksularından oluşmaktadır (Tablo 7.1 ve 7.2).

Tablo 7.1: Süt endüstrisi atıksularının karakterizasyonu (Eroğlu, 1990)

Parametre	ABD Değerleri	ABD Ortalaması	Türkiye Ortalaması
BOI ₅ (mg/lt)	40-48000	2300	2000
KOI (mg/lt)	80-95000	4500	4000
AKM (mg/lt)	24-4500	820	800
TKM (mg/lt)	135-8500	2500	2200
Azot (mg/lt)	1-180	64	60
Yağ (mg/lt)	35-500	209	350
Fosfor (PO ₄ ⁻³) (mg/lt)	9-210	48	
Klor (mg/lt)	48-1930	480	
Kg (BOI ₅ /m ³ süt)	0,2-7,1	5,8	
m ³ su/m ³ süt	0,1-7,1	2,4	4
PH	4,4-9,4	7,2	5-10
Sıcaklık °C	18-55	35	30

Tablo 7.2 : Missüt fabrikasında proses içinde oluşan atıksu miktarları

NO	PROSES	AÇIKLAMA
1	İADE BOŞALTIMI	DİREK SÜT VE YOĞURT BOŞALTIMI YAPILIYOR
	CİP YIKAMA	A-TANKER YIKAMA :100 m ³ /GÜN B-TANK YIKAMA :50 m ³ /gün SOĞUK SU :150 m ³ /gün 70-80 °C su ısıtıyor C-HATLARINI YIKANMASI :200 m ³ /GÜN 500 m ³ /GÜN $\left\{ \begin{array}{l} 1/3 \text{ SÜT KALINTISI} \\ 2/3 \text{ KOSTİK İÇERİYOR} \end{array} \right\}$
2	MANUEL YIKAMA	HER YIKAMADA %2 KOSTİK İÇEREN SULAR ATILIYOR
3	ŞİŞE YIKAMA	ŞİŞELER ALKALİ DETERJANLA YIKANIYOR, ŞİŞEDE KALAN ALKALİ DURLAMA SÜMÜ İLE TEMİZLENİYOR TOPLAM 200 m ³ /GÜN $\left\{ \begin{array}{l} \%0,1-0,5 \text{ ALKALİ} \\ 10 \text{ PPM KLOR VAR} \end{array} \right\}$ AYRICA HAFTADA 2 DEFA TANKLAR YERE BOŞATILIYOR 20 m ³ /HAFTA $\left\{ \%2,5 \text{ KOSTİK VAR} \right\}$
6	KONDENS SULAR	YOĞURT VE SÜT TOZU EVAPATÖRLERİ 60 TON SU İŞLİYOR ELDE EDİLEN 40 TON/gün SUBU HARKAZANLARINDA KULLANILIYOR
7	YOĞURT KASA YIKAMA	0,4 m ³ /gün SÜTÜKETİMİ VAR
8	BUHAR KAZANLARI	480 m ³ /gün SU KULLANILIYOR, YAKLAŞIK %80 KONDENS DÖNÜŞ ORANI SAĞLANIYOR, GÜNLÜK SU KAYBI 50 m ³ /GÜN
9	REÇİNELERİN GERİ YIKAMASI	GERİ YIKAMA SİRASINDA 100 m ³ /gün TUZLU SU ATILIYOR
10	SU SOĞUTMA KULELERİ	12 m ³ /gün SU KAYBI VAR
11	YER TEMİZLİKLERİ	200 m ³ /gün SÜTÜKETİLİYOR ALKALİ VE KLORBAZLI BAZI KİMYASALLAR

*Mevcut su saatli ölçmede için rakamlar üretimdeki personelden elde edilmiş yaklaşık değerlerdir

Membran teknolojisi, uluslararası sıkı su kalitesi standartları ve atıksuların geri kazanılması amaçlı çalışmalar sebebiyle damlatmalı filtreler ve aktif çamur gibi klasik arıtma sistemlerine bir alternatif oluşturmaktadırlar. Ters osmoz teknolojisi sızıntı suları ve kömür gazlaştırma üniteleri atıksularının arıtılmasında toplam çözünmüş katı madde (TKM), kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve amonyağın giderilmesinde kullanılmıştır (Weber ve Holtz, 1991; Peters, 1994 ve Williams, 1991). Nanofiltrasyon prosesi suda mevcut çift değerli çözünmüş inorganik maddeleri, düşük TKM ve KOİ'yi gidermektedir (Eriksson, 1988; Conlon ve McClellan, 1989). Bu çalışmanın amacı, süt ve süt ürünleri endüstrisi atıksularının membran teknolojisi ile arıtılması ve geri kazanılması imkanlarının araştırılarak, prosesin ekonomik analizinin yapılmasını kapsamaktadır.

Tablo 7.3: Kimyasal-Biyolojik arıtma tesisi giriş ve çıkış sularının kimyasal kompozisyonu

Parametre	Giriş	Çıkış
KOI (mg/l)	2000-10000	55-500
AKM (mg/l)	800-1000	85
T.Fosfor (mg/l)	-	4,1
T.Azot (mg/l)	40-65	20
Yağ-Gres (mg/l)	-	35
Bulanıklık (NTU)	120-300	1,5
T.Sertlik	-	1200
İletkenlik (μ S/cm)	1800-2000	1750
PH	7,0	7,0

7.2 Deneysel Çalışma

7.2.1 Membran Pilot Tesis

Pilot tesis üzerine monte edilmiş şekilde üç fazlı akım ile çalışan bir adet elektrik motoru ve yüksek basınç pompası bulunmaktadır. Tesis üzerinde, tesisi çalıştırıp durdurmak için bir kumanda şalteri, elektrik motorunun devrini ayarlamak için devir ayar düğmesi, devir hızını gösteren dijital bir gösterge, ayarlanabilen ve belli basınçların üzerine çıkıldığı zaman motorun elektrik akımını keserek membranın zarar görmesini engelleyen otomatik kontrol kutusunun bulunduğu bir kumanda panosu bulunmaktadır.

Devir ayarı ile besleme tankından suyun membrana giriş debisi ayarlanabilmekte bu sayede farklı debilerde çalışılabilmektedir. Tesis üzerine monte edilmiş vaziyette biri giriş hattı üzerinde kartuş filtreden hemen sonra biri de süzüntü hattı üzerinde olmak üzere iki adet debimetre bulunmaktadır. Bu sayede giriş ve çıkış debileri kontrol edilebilmektedir. Ön filtrasyon için bir adet sabit kartuş filtre kabı bulunmaktadır. Kartuş filtre kabı aparatı sayesinde sökülerek kartuş değiştirilebilmekte veya temizlenebilmektedir. Biri basınçlı membran kabından hemen önce diğeri de hemen sonra konsantre hattı üzerinde olmak üzere iki adet manometre bulunmaktadır. Manometreler vasıtası ile giriş ve çıkış basınçları kontrol edilebilmekte ve konsantre akımı üzerinde bulunan bir basınç vanası yardımı ile kontrol edilebilmektedir.

Tesis ile birlikte gelen ve iki ayrı membranın seri veya paralel olmak üzere farklı konfigürasyonlarda kullanılabilmelerini sağlayan iki adet basınçlı membran kabı ve bunlara ait aparat vardır. Bu basınçlı membran kaplarının sayısı yapılan deneye göre daha da artırılabilir. Membran kaplarının iki ucunda da bulunan contalar basınçlı kap boyunca ve paralel olan, uçları vidalı dört adet çubukla birbirine tutturulup sıkıştırılarak sızdırmazlık sağlanmaktadır. Basınçlı kaplar duruma göre yatay olarak pilot tesis üzerinde bulunan kollar üzerine oturtulabilmekte veya dik duruma getirilebilmektedir. Kolların uzunluğu birbirine paralel 4 adet basınçlı kabın yanyana konulmasını sağlayacak ölçülerdedir. Basınçlı kaplar 1016 mm boyunda ve 63,5 mm çapındaki membranların kullanılabildiği kaplardır.

Besleme suyunun bulunduğu tank 60 lt hacminde, polietilen silindirik bir tanktır. Besleme suyu düşük basınçlı bir pompa vasıtası ile bu tanktan alınarak kartuş filtreye iletilmektedir. Membran kabı içinde basınçlandırılan suyun sıcaklığı yükselmektedir. Yüksek sıcaklıklar deney sonuçlarını etkilediğinden dolayı konsantre hattı üzerine yerleştirilmiş bulunan bir soğutma ünitesi vasıtasıyla sıcaklık düşürülmektedir. Sadece konsantre akımın sıcaklığının kontrol edilmesi yeterli olmaktadır, çünkü süzüntü akımının debisi konsantreye göre oldukça azdır. Burada konsantre su

eşanjöre benzeyen içinde ince boruların bulunduğu kaptan geçerek ısısının düşmesi sağlanmaktadır. Musluk suyu soğutma suyu olarak kullanılmıştır ve kaba üst taraftan verilen bu su ince boruların etrafından geçerek alt taraftan drene edilmiştir. Sistem geri devirli olarak çalıştırılmıştır. Süzüntü membran çıkışında direk, konsantre ise soğutma ünitesinden sonra tanka geri devredilmiştir. Her deney başlangıcında, ilk çalıştırma esnasında, basınç vanası sonuna kadar açılarak sıfır basınç değeri gözlenmiş ardından devir ayarlanarak istenilen debi sağlanmıştır. Daha sonra vana kısılıp sistemin gerekli basınca yükselerek sabit kalması beklenmiştir. Basıncın sabit kalmasının ardından deneye başlanmıştır. Her deneyin ardından kartuş filtre aparatı vasıtası ile sökülerek temizlenmiş ve bir sonraki deney için hazırlanmıştır.

7.2.2. Çalışma Yöntemi

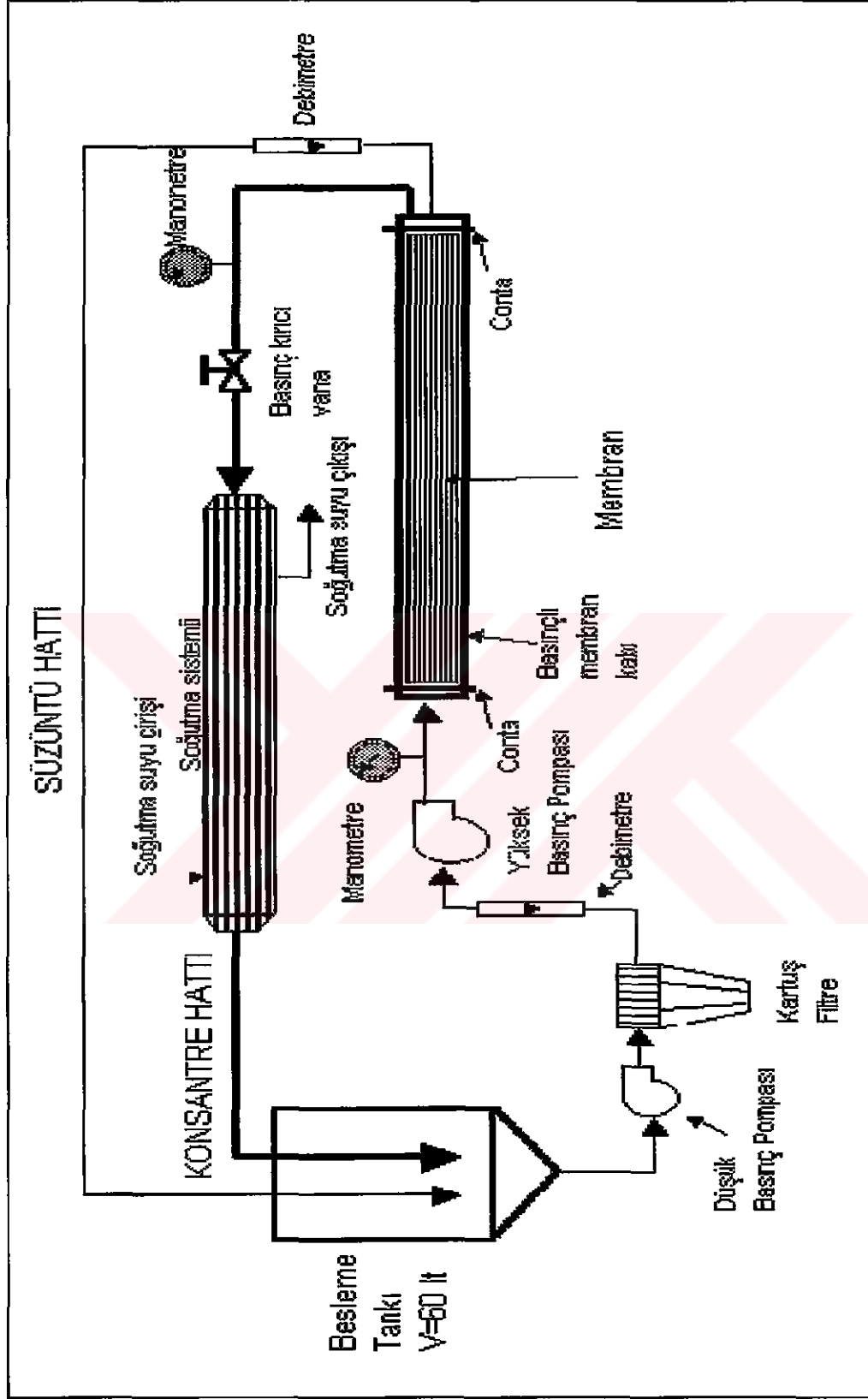
Deneysel çalışmalarda, MİSSÜT/Dudullu-İstanbul süt fabrikasına ait kimyasal biyolojik arıtma tesisinden (Tablo 6.3 ve Şekil 6.1) ve fabrika çıkışından (arıtma tesisine giriş öncesi) alınan suların membran proseslerle arıtılması deneyleri yapılmıştır. Çalışmaların yapıldığı pilot ölçekli membran pilot tesisi Şekil 7.2 de Membran tesise ait fotoğraf Şekil 7.3 de verilmiştir. Deneylerde 2 m² yüzey alanına sahip spiral sargılı ince film kompozit tip nanofiltrasyon (NF) (TFC-S) ve ters osmoz (RO) (TFC-HR) membranları kullanılmıştır. Besleme suyu, 60 l hacmindeki besleme tankında depolanmıştır.

Atıksu içindeki kaba partiküller membranın tıkanmasına ve akının düşmesine sebep olduğu için besleme tankından gelen suyun basıncı düşük basınç pompası vasıtası ile 2 bar'a yükseltildikten sonra kartuş filtreden geçirilmiştir. Kartuş filtreden çıkan suyun debisi pilot tesis üzerinde bulunan debimetreden gözlenebilmektedir. Eğer debi düşük veya yüksek ise kumanda panosundaki devir ayarı kontrol düğmesi ile ayarlanabilir. Su daha sonra yüksek basınç pompası ve basınç ayar vanası ile gerekli basınca ayarlanarak basınçlı membran kaba girmektedir. Çıkışta membranın çapraz akış özelliğinden dolayı iki ayrı akım oluşur: süzüntü ve konsantre. Süzüntü besleme suyunun içindeki iyonları ve tuzları bırakarak membrandan geçen kısmı, konsantre ise membrandan geçemeyip içerik bakımından daha yoğun hale gelmiş kısmı için yapılan tanımlamadır. Konsantre ve süzüntü besleme tankına geri devir edilmiş, bu sayede çok az bir besleme suyu ile daha uzun süreler için çalışılabilmiştir.

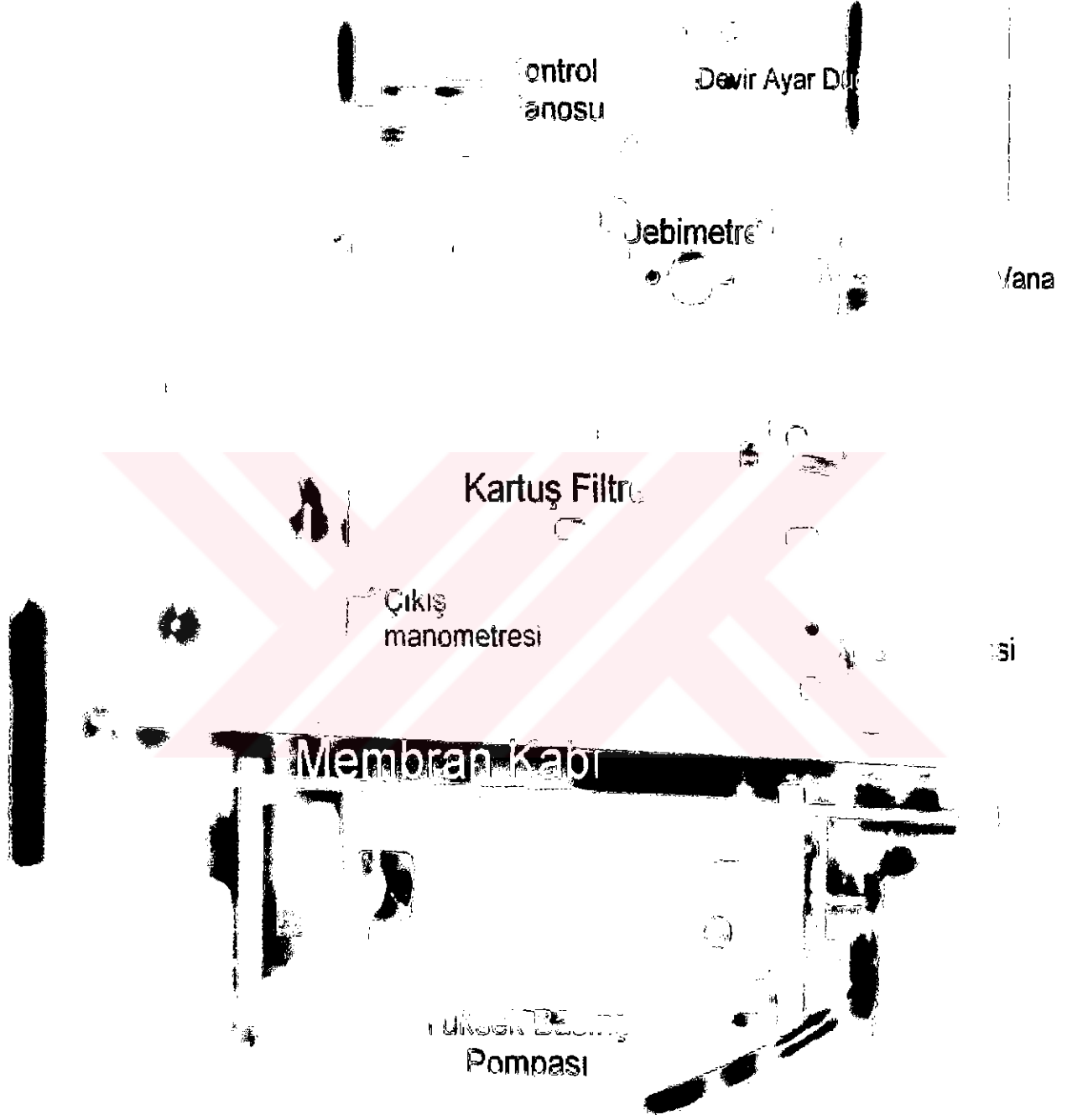
Çalışmalarda tek membranın geri kazanımı, RO ve NF membranları için sırasıyla %16 ve 30 mertebesinde bulunmuştur. Geri kazanımın hesaplanmasında besleme ve süzüntü akıplarının birbirine olan oranları kullanılmıştır. Pilot tesisteki çalışmalar, endüstri çıkış suları için RO (TFC-HR) membranında 68 saat, kimyasal-biyolojik arıtma tesisi çıkış suları için NF (TFC-S) membranında 89 saat süre ile yürütülmüştür. NF membranında 5, 7.5; 9, 10 ve 12 bar basınç ve 350; 400; 500; 600

ve 700 l/s'lik debi değerleri ve RO membranında ise 6; 10; 14 ve 18 bar basınç ve 350; 450 ve 550 l/s'lik debi değerleri uygulanmıştır.

Deney başlangıcında besleme tankına verilen sudan numuneler alınarak pH, bulanıklık, iletkenlik, KOİ, AKM ve toplam sertlik değerleri ölçölmüştür. Deney esnasında ise süzüntü ve konsantrede ayrı ayrı olmak üzere debi, iletkenlik, pH, sıcaklık parametreleri periyodik olarak (yaklaşık 30 dakikada bir) anlık alınan numuneler ile ölçölerek kaydedilmiştir. KOİ, AKM, bulanıklık ve toplam sertlik parametreleri ise deney sonlarında süzüntü ve konsantreden alınan numuneler ile yapılmıştır. Orion SA 720 tipi pH metre ve sıcaklık ve iletkenlik ölçömlerinde AGB-10001 Laboratory Data Logging Sistemi kullanılmıştır. KOİ ve AKM ise standart Metotlar ile tayin edilmiştir. Akı ölçöümünde ise bir kronometre ile 1 lt'lik mezür kullanılmıştır. 1 lt'lik mezürün dolması için geçen süre konsantre ve süzüntü için ayrı ayrı tespit edilmiştir. sn/lt olarak belirlenen bu değer 2 m²'lik membran alanı da dikkate alınarak akı'ya (lt/saat.m²) evrilmiřtir. Pilot tesisin elektrik hattı üzerinde bulunan elektrik sayacı vasıtasıyla enerji giderimi anlık olarak belirlenmiş ve birim m³ başına harcanan enerji olarak hesaplamalarda kullanılmıştır.



Şekil 7.2: Pilot Ölçekli membran deney tesisatı akış şeması



Şekil 7.3: Membran deney tesisi görünüşü

Tablo 7.4: Deneylerde ölçülen parametreler

SAYI	MEMBRAN	TARİH	Zaman (dk)	KCl (mg/lit)		AKM (mg/lit)		Bulanıklık (NTU)		T.Sertlik (CaCO ₃ mg/lit)	
				Besleme	Süzüntü	Besleme	Süzüntü	Besleme	Süzüntü	Besleme	Süzüntü
1	NF	03.07.1998	7,50	46	<1	35	0			1425	780
2	NF	06.07.1998	15,50	46	<1	35	0	1,5	0,5	1005	750
3	NF	07.07.1998	23,00	37	<1	60	0	2	0,8	1065	240
4	NF	08.07.1998	30,00	40	<1	25	0	2,5	0,8	975	855
5	NF	13.07.1998	36,00	40	<1	120	0	1,5	0,6	105	0
6	NF	14.07.1998	44,50	46	<1	20	0	1	0,3	1183	280
7	NF	16.07.1998	52,00	30	<1	30	0	2,5	0,4	870	60
8	NF	20.07.1998	57,00	331	<1	180	0	110	0,5	735	15
9	NF	21.07.1998	59,50	470	9	215	0	120	0,4	615	15
10	NF	22.07.1998	66,25	450	9	265	0	120	0,4	705	15
11	NF	23.07.1998	71,75	235	50	200	0	70	0,35	600	15
12	NF	24.07.1998	77,25	320	<1	200	0	70	0,5	600	0
13	NF	27.07.1998	82,50	360	9	195	0	65	0,45	645	0
14	NF	28.07.1998	87,66	350	9	190	0			720	15
15	RO	31.07.1998	5,50	10000	46	1165	0	850	0,35	270	15
16	RO	03.08.1998	14,83	5300	9	1505	0	1700	0,35	150	0
17	RO	04.08.1998	25,43	5150	30	2030	0	700	0,4	300	15
18	RO	06.08.1998	35,13	10500	9	1295	0	650	0,2	255	0
19	RO	06.08.1998	44,29			1080	0	820	0,5	90	0
20	RO	07.08.1998	53,99	1840	30	1015	0	750	1	270	0
21	RO	08.08.1998	63,16	2300	15	890	0	850	0,2	480	480
22	RO	11.08.1998	67,66	5050	9	790	0	750	0,3	270	0

Tablo 7.5:Giderim verimleri

	NF (%)	RO(%)
Geri Kazanım	30	16
Toplam Sertlik	74-100	94-100
İletkenlik	94-98	92-95
AKM	100	100
Bulanıklık	70-99,6	99,9

8. DENEYSEL ÇALIŞMA SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

Süt ve süt ürünleri endüstrisi atıksuları değişkenlik gösteren bir karakteristiğe sahip olup, ilgili kirletici parametreler Tablo 7.1 de, Araştırma konusu endüstriyel kuruluşun kimyasal-biyolojik arıtma tesisi giriş ve çıkış sularının kimyasal kompozisyonu ise Tablo 7.2 de verilmiştir. Deneyler sırasında tespit edilen değerler ise Tablo Ek.1 – Ek.24’de verilmiştir. Arıtma tesisi çıkış sularında iletkenlik ve sertlik yüksek olup, KOİ giderimi %97 civarında yüksek bir değerdedir. Deney sonuçlarında RO ve NF’nun karşılaştırılmasının, her iki membranda da 10 bar’lık basınç değeri uygulandığından dolayı söz konusu basınç için yapılacaktır.

8.1. Süzüntü akısı

Akının birimi lt/saat.m²’dir. Deney esnasında debi değerleri (sn/lt) olarak ölçülmüştür. Debi’den akıya geçmek için membranın alanını da kullanarak;

$$Akı=1/[(Q \text{ (sn/lt)}).(1 \text{ saat}/3600 \text{ sn}).2 \text{ m}^2]$$

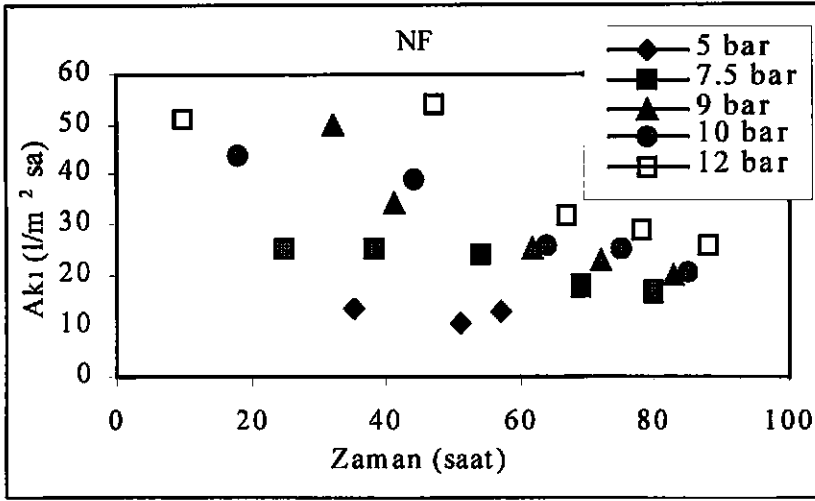
denklemini kullandık. Burada 2 m² membranın alanı, Q ise suyun debisidir.

NF membranları için 5, 7,5, 9, 10, 12 bar’lık basınç şartlarında ve 350, 400, 500, 600, 700 lt/st’lik debi değerlerinde süzüntü akısı, çalışmanın başlangıcında hızlı bir azalma gösterirken,

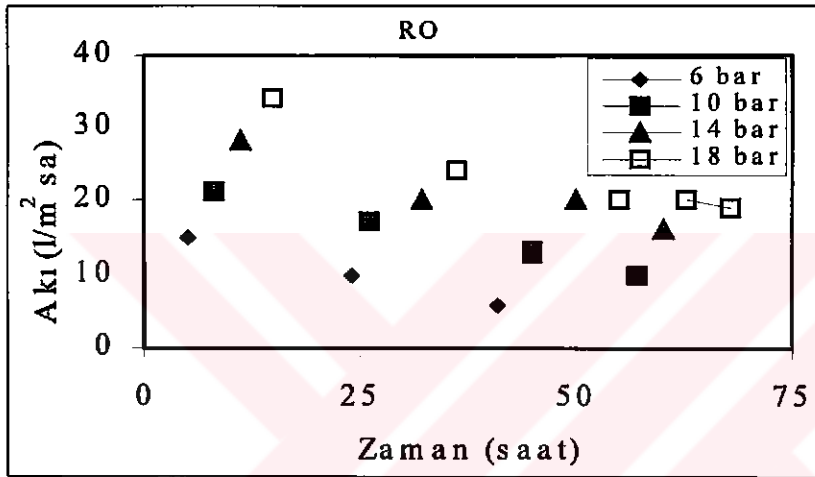
60 saatten sonra ise elde edilen değerler arasındaki farkın öncekilere göre daha az olduğu görülmektedir. Bu saatten sonra yaklaşık olarak sabit kalmaktadır (Şekil 8.1). Basınç arttıkça akı değerleri de yükselmektedir. Tablo 8.1’de her bir basınç kademesi için ortalama akı değerleri verilmektedir.

Tablo 8.1: NF’da her bir basınç kademesi için ortalama akı değerleri

Basınç (bar)	Akı (lt/saat.m ²)
5	12,92
7,5	23,11
9	28,88
10	34,91
12	41,64



Şekil 8.1: NF da süzüntü akısının farklı basınçlar altında zamanla değişimi



Şekil 8.2: RO da süzüntü akılarının farklı basınçlar altında zamanla değişimi

RO membranlarında ise 6, 10, 14, 18 barlık basınçlar altında ve 350, 450, 550 lt/st 'lik debi değerlerinde akı değerlerinde daha yumuşak bir düşüş gözlenmekte olup, 50 saatlik çalışmadan sonra sabit kalmaktadır (şekil 8.2).

RO'da da NF'da olduğu gibi basınç artışına paralel olarak süzüntü akıları yükselmektedir. Tablo 8.2 de RO için her bir basınç kademesindeki ortalama akı değerleri verilmiştir.

Tablo 8.2: RO'da her bir basınç kademesi için ortalama akı değerleri

Basınç (bar)	Akı (lt/saat.m ²)
6	10,06
10	14,55
14	20,96
18	24,19

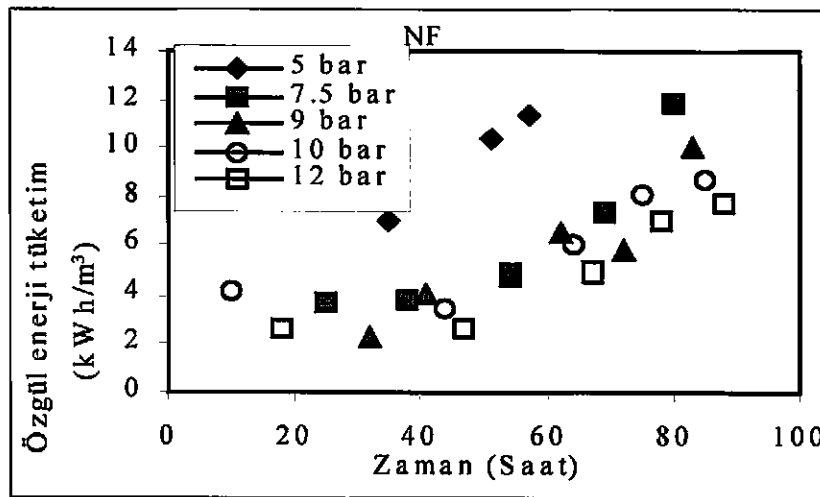
10 bar basınçta, NF membranındaki akı değeri başlangıçta 46 l/m² h iken 89 saatlik bir çalışmadan sonra 23 l/m² h değerine düşmektedir. Aynı basınç şartlarında, RO

membranının başlangıçtaki akısı 21 l/m^2 iken, 68 saatlik çalışma sonunda 10 l/m^2 h değerini almıştır. Bu düşüş, atıksu içinde bulunan ve kartuş filtreden geçebilecek boyutlardaki kirleticilerin membran yüzeyinde oluşturduğu tıkanma ile açıklanabilir.

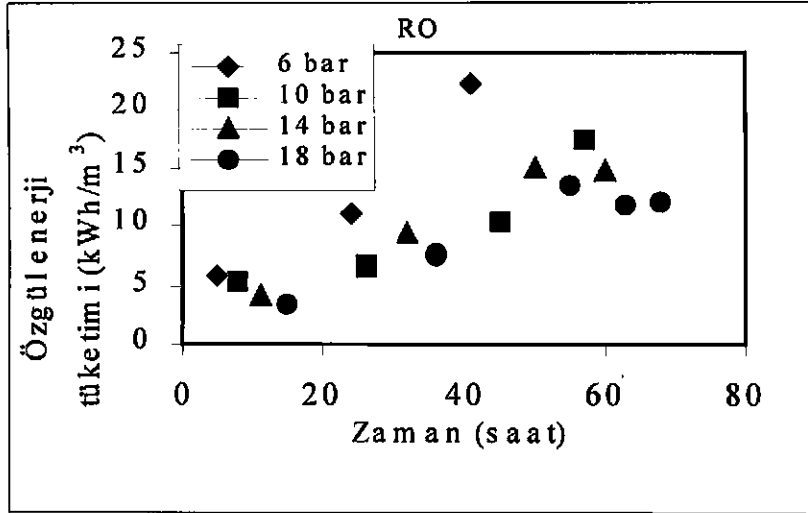
8.2. Özgül Enerji Tüketimi

Özgül enerji tüketimi, membrandan geçen süzüntü suyuun birim m^3 'ü için harcanan enerji miktarı olarak değerlendirilmiştir. Enerji harcaması pilot tesis üzerinde bulunan elektrik sayacından periyodik ve anlık olarak yapılan okumalar sonunda tespit edilmiştir. NF membranlarında, özgül enerji tüketimi çalışmanın başlangıcından itibaren 40 saatlik süre boyunca yaklaşık sabit kalmış, daha sonra basınca bağlı olarak hızla artmıştır (Şekil 8.3). RO membranlarında ise çalışma boyunca düzenli bir artış gözlenmektedir (Şekil 8.4).

Artan basınçla birlikte süzüntü akısı da artmaktaydı. Buna bağlı olarak birim zamanda geçen m^3 hacmi de artar. Özgül enerji tüketimi ise birim m^3 için birim zamanda harcanan enerji olduğundan dolayı her bir membran için basınçtaki artış ile birlikte özgül enerji tüketiminde azalma olmaktadır. 10 bar basınç için, NF membranlarında başlangıçtaki özgül enerji tüketimi 4 kWh/m^3 iken, 89 saatlik çalışma sonunda akının düşmesinden dolayı bu değer 8 kWh/m^3 mertebesine erişir. Aynı basınçta, RO membranlarında başlangıçta 5 kWh/m^3 'lik özgül enerji tüketimi var iken, 68 saatlik çalışmadan sonra 16 kWh/m^3 değerine erişilmektedir. Birim m^3 süzüntü suyu başına ortalama enerji tüketimi NF ve RO membranları için sırasıyla 6 ve 10 kWh/m^3 değerlerindedir. Nanofiltrasyon (NF) ve ters osmoz (RO) işletme masrafları sırasıyla $\text{U.S.}\$0.45/\text{m}^3$ and $0.75\text{U.S.}\$/\text{m}^3$ olarak belirlenmiştir. Bu değer, kimyasal-biyolojik arıtma için $\text{U.S.}\$0.30/\text{m}^3$ civarındadır (Tuna, 1995).



Şekil 8.3: NF membranında özgül enerji tüketiminin zamanla değişimi

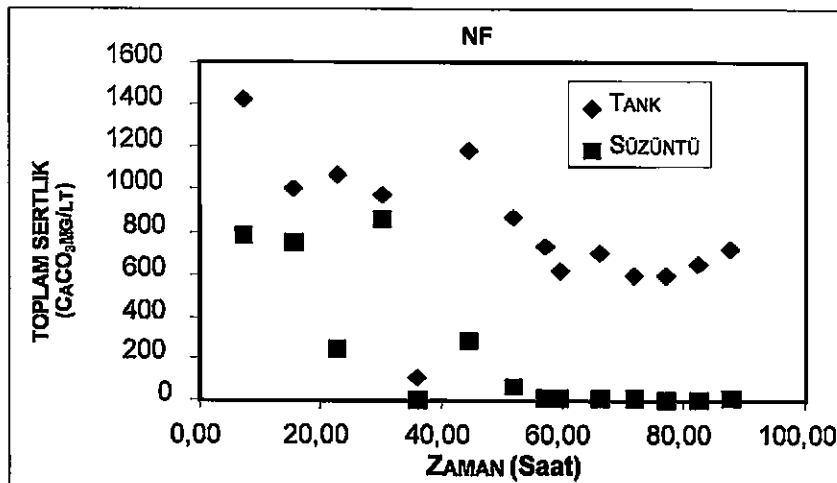


Şekil 8.4: RO membranında özgül enerji tüketiminin zamanla değişimi

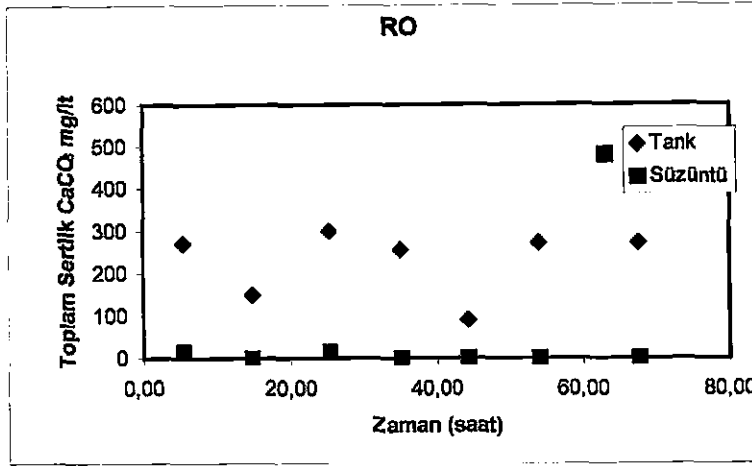
8.3. Toplam sertlik

Kimyasal-biyolojik arıtma tesisi çıkışındaki toplam sertlik, girişine göre daha yüksektir. Bunun sebebi ise arıtma tesisi içerisinde flokleştirme ve çöktürme gibi prosesler için çeşitli kimyasalların eklenmesidir.

NF membranında girişteki 600-1425 mgCaCO₃/l değerleri arasında değişen sertlik, çıkışta 0-280 mgCaCO₃/l değerlerine düşmektedir (şekil 8.5). RO membranında, ise orijinal endüstriyel tesis çıkışı suyuna uygulama yapıldığından dolayı sertlik daha yüksektir, besleme girişi 90-480 arasındaki değerlerden çıkışta 0-15 mgCaCO₃/l değerlerine düşmektedir (Şekil 8.6). Toplam giderim NF için %74-100 arasında, RO için ise %94-100 arasında olmaktadır.



Şekil 8.5: NF membranında Toplam Sertliğin zamanla değişimi



Şekil 8.6: RO membranında Toplam Sertliğin zamana göre değişimi

8.4. İletkenlik

Test boyunca, NF membranında iletkenlik besleme tarafında iletkenlik 1520-2200 $\mu\text{S/m}$ değerinden süzüntü tarafında 36-95 $\mu\text{S/m}$ değerleri arasına düşmekte, RO membranında ise bu değerler 1600-1850 $\mu\text{S/m}$ den 85-130 $\mu\text{S/m}$ değerleri arasına düşmektedir. Buna göre, iletkenlikteki giderim NF için %94-98, RO için ise %92-95 arasında yüksek mertebededir.

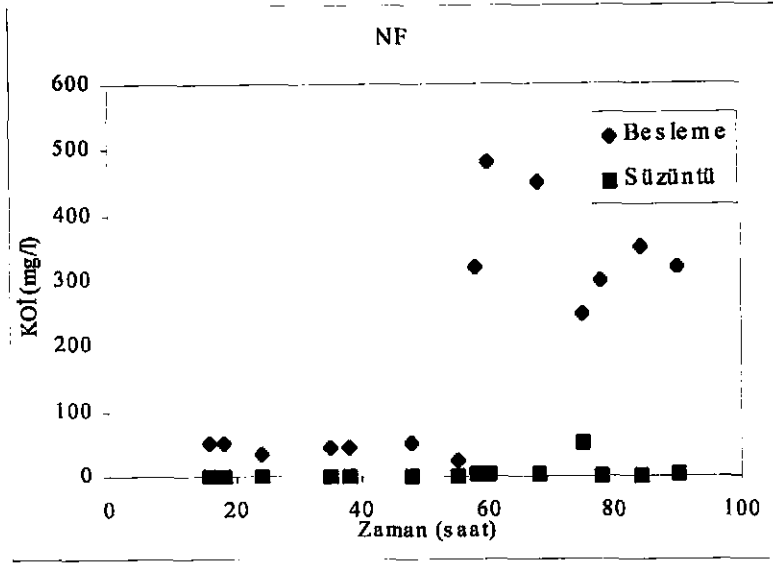
8.5. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)

Çalışmada NF membranında besleme tarafına KOİ değeri başlangıçtan itibaren 55 saat süre boyunca 30-46 mg/l değerinde 58-89 saatlerinde 235-470 mg/l arasında olup, süzüntü tarafında ise bu değer 1-9 mg/l arasındadır. Konsantrasyonlardaki bu yükselme fabrika içindeki süt veya yoğurt gibi bozulmuş ürünlerin belirli zamanlarda arıtma tesisne gelen kanala direkt olarak boşaltılmasıdır (Şekil 8.7).

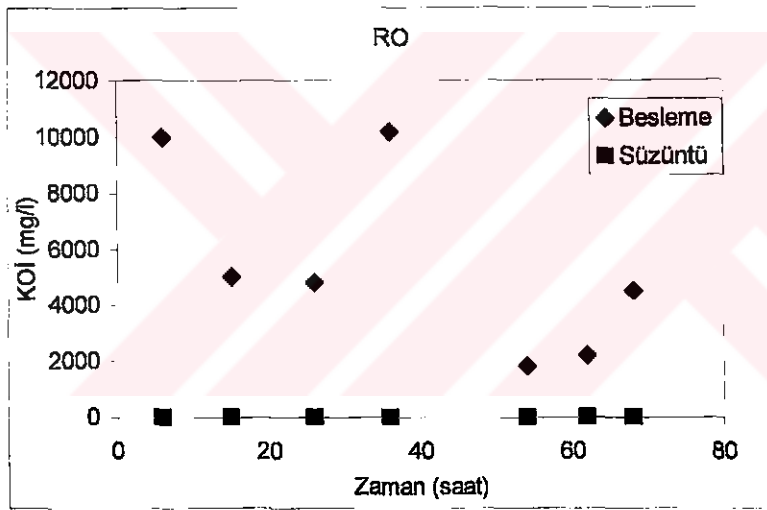
RO membranı için besleme ve süzüntü tarafında sırasıyla 1840-10500 mg/l ve 9-180 mg/l değerleri elde edilmiştir (Şekil 8.8). Dolayısıyla NF deki KOİ giderimi %95-98 ve RO daki KOİ giderimi %92-95 arasındadır.

8.6. Askıda katı Madde (AKM)

Çalışmada NF membranında besleme suyu olarak verilen arıtma tesisi çıkış suyu içindeki AKM konsantrasyonu 20-265 mg/lt olarak değişmiştir (Şekil 8.9). RO membranı için besleme tarafında 790-2030 mg/lt konsantrasyonları elde edilmiştir (Şekil 8.10). Süzüntüde her iki membran deneyinde de hiç bir AKM konsantrasyonuna rastlanmamıştır. RO ve NF membranlarını her ikisinde de giderim verimi %100'dür.



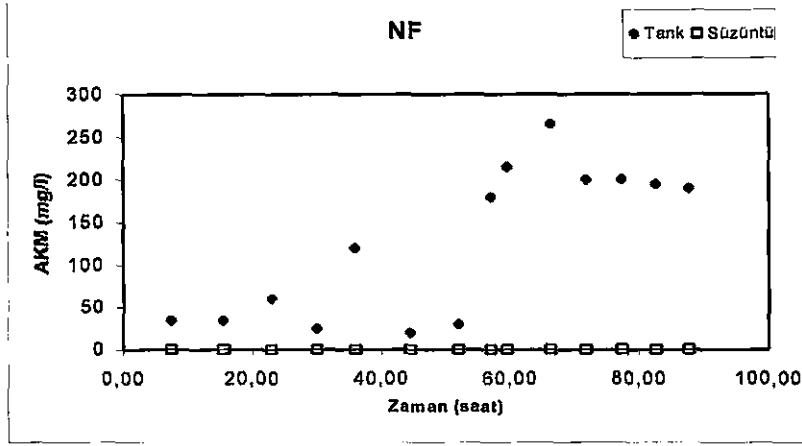
Şekil 8.7: NF membranında besleme süzüntünde KOI'nin zamanla değişimi



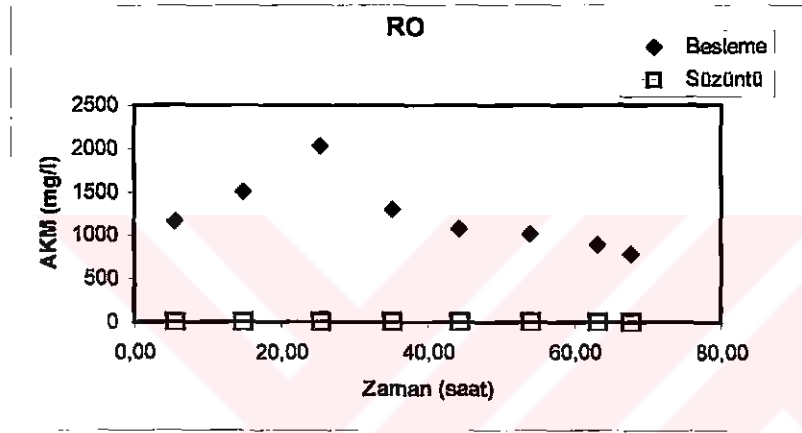
Şekil 8.8 : RO membranı için besleme ve süzüntüde KOİ değişimi

8.7. Bulanıklık

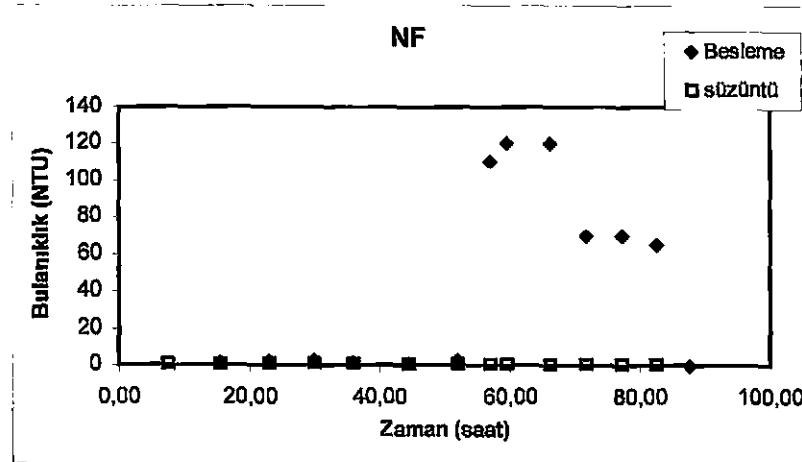
Bulanıklık parametresi NF için besleme suyunda 1-120 NTU değerleri arasında değişmiştir. Süzüntü suyunda ise 0,3-0,8 NTU değerlerine inilmiştir (şekil 8.11). RO membranı için ise besleme suyunda 650-1700 NTU aralığında değerlerinden , süzüntü suyunda 0,2-1 aralığında değerlere rastlanmıştır (şekil 8.12). Giderim verimleri NF için %99,6, RO için %99,9 olmaktadır.



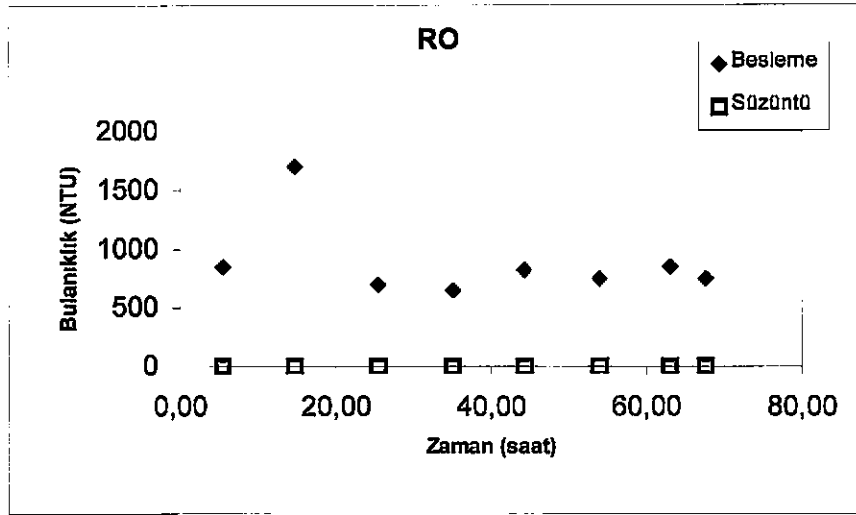
Şekil 8.9: NF membranında besleme ve süzüntüde AKM değişimi



Şekil 8.10: RO membranında besleme ve süzüntüde AKM değişimi



Şekil 8.11: NF membranında bulanıklık parametresinin süzüntü ve beslemede değişimi



Şekil 8.12: RO membranında bulanıklık parametresinin süzüntüde ve beslemede değişimi

8.8. Sonuçlar

Nanofiltrasyon (NF) ve ters osmoz (RO) membranları, süt endüstrisi atıksularının arıtılması ve geri kazanımı için uygulanmıştır. Fabrika içinde ara sıra atık bozulmuş ürünlerin direk arıtma tesisine giden kanala yüklü miktarda boşaltılması tesise gelen suyun organik içeriğinde, dolayısıyla ölçülen parametrelerde büyük dalgalanmalara yol açmaktadır. Buna karşılık membranların süzöntülerinde ölçülen parametreler belli aralıklar içinde çıkmıştır. Deneysel çalışmalarda endüstriyel tesis çıkış suyuna RO (TFC-HR) ve arıtma tesisi çıkış suyuna NF (TFC-S) membranları uygulanmış olup, tek membran için geri kazanma sırasıyla RO ve NF için %16 ve 30 mertebesinde elde edilmiştir. Süzöntü akısı operasyon boyunca zamana bağlı olarak düşüş göstermektedir. Basınçtaki artış süzöntü akısının da artmasına yol açmaktadır. Aynı basınçta, RO daki süzöntü akısı NF dekenden bir miktar daha azdır. Her iki membranda da 60 saatlik bir çalışmadan sonra süzöntü akısı yaklaşık olarak %50 azalmıştır.

Özgöl enerji tüketimi operasyon boyunca zamana bağlı olarak artmış, basınçtaki artışa bağlı olarak da azalmıştır. Birim m^3 süzöntü suyu başına ortalama enerji tüketimi NF ve RO membranları için sırasıyla 6 ve 10 kWh/m^3 değerlerindedir. NF ve RO'nun işletme masrafları sırasıyla U.S\$0.45/ m^3 and 0.75 U.S\$/ m^3 olarak belirlenmiştir. Kimyasal-biyolojik arıtma tesisinin işletme masrafı yaklaşık U.S\$0.30/ m^3 olup, her iki membranla yapılabilecek uygulamanın maliyeti eşit olacaktır.

Kimyasal-biyolojik arıtma tesisi çıkındaki toplam sertlik, ve iletkenlik girişindeki göre daha yüksek veya yakalaşık olarak eşittir. Buna arıtma tesisinde floklaştırma ve çöktürme için eklenen kimyasallar sebep olmaktadır Toplam giderim NF için %74-100, RO için ise %94-100 olmaktadır. İletkenlikteki tutma NF için %94-98, RO için ise %92-95 arasındadır

NF daki KOİ giderimi %95-98 ve RO daki KOİ giderimi %92-95 arasında elde edilerek çok iyi bir seviyededir. AKM için NF membranıyla besleme suyundaki 20-265 mg/l konsantrasyonları ve aynı parametre için RO membranıyla besleme suyundaki 790-2030 mg /lt konsantrasyonları tümüyle giderilerek süzüntü suyunda hiç bir AKM konsantrasyonuna rastlanmamıştır.

Bulanıklık parametresi NF için beslemede 1-120 NTU değerleri arasında olmasına karşın Süzüntü suyunda ise 0,4-0,8 NTU değerlerine inilmiş, RO membranı için ise besleme suyundaki 650-1700 NTU aralığındaki değerlerden, süzüntü suyunda 0,2-1 aralığında değerlere düşülmüştür. Giderim verimleri NF için %70-%99,6 ve RO için %99,9 olmaktadır.

Bu sonuçlara göre membran proseslerin geri kazanımının mümkün olduğunu söyleyebiliriz. Geri kazanım verimi membarın sayısını arttırılıp seri veya paralel bağlanarak, veya ultrafiltrasyon, mikrofiltrasyon gibi ön arıtma seçeneklerinin eklenmesiyle daha da yükseltilebilir. Bu sayede kirletici parametrelerinin de çok daha iyi bir şekilde giderilmesi mümkündür.

KAYNAKLAR

- Clanton, C.J., 1981. Anaerobic Digestion of Cheese Whey as a Wastewater Alternative, *ASAE paper*, 81,23
- Clifford, D., Subramoniam, S., Sorg, T.J., 1986. Removing Dissolved Inorganic Contaminants from Water, *Environ.Sci. Tech.*20, 976
- Conlon, W.J. and McClellan, S.A. 1989 Membrane softening: a treatment process comes of age, *J. AWWA*, 81, 11, 47
- Eriksson, P. 1989. Nanofiltration extends the range of membrane filtration, *Environ. Progr.* 7,1
- Eroğlu, V., Öztürk İ., Demir, İ., Akça, L., and Alp, K. 1990. Süt endüstrisi için geri kazanma imlanları ile atıksu arıtma alternatiflerinin araştırılması, *Türkiye Bilimsel ve Teknik Araştırma Kurumu*, Proje No:DEBCAG-64, İTÜ, İstanbul
- Eykamp, W., and Steen, J. 1992. Ultrafiltration and Reverse Osmosis, *Koch Membrane Systems Inc.* Wilmington, Massachusetts.
- Lonsdale, H.K. 1982. The Growth of Membrane Technology, Bend Research, *J.Membrane Science*, vol 10
- Mulder, M., 1996. Basic Principles of Membrane Technology, *Kluwer Academic Publishers*, The Netherlands
- Nemerow, N.L., 1978. Industrial water pollution, origins, characteristics and treatment, *Addison-Wesley Publishing Co. Inc.*, New York, USA.
- Parret, T., 1982. Membranes-Succeeding by separating, *Technology*, 20-29
- Peters, T.A., 1994. Treatment of landfill leachate by conventional and high pressure reverse osmosis, *Environ.Progr.*, 2, 251-256
- Pillay, V.L. and Buckley, C.A., 1992. Cake formation in Cross-flow Microfiltration Systems, *Water Science and Technology* vol 25, 10
- Probstein, R.F., Calmon, C., Hicks, R.E., 1983. Separation of Organic Substances in Industrial Wastewater by membrane processes, *EPA 600-8-83-011*, Cincinnati
- Rautenbach, R. And Albrecht, R. , 1989. Membrane Processes, *John Wiley&sons Ltd.*, Chichester
- Saurirajan, S., 1970. Reverse osmosis, *Academic Press*, New York
- Schierach, M., 1988. Desalination by reverse osmosis, *Hydrotechnic*.
- Schulz, G., Ripperger, S., 1989 Concentration Polarisation in cross flow microfiltration, *Journal of Membrane Science*, 40, 173-187

- microfiltration, *Journal of Membrane Science*, 40, 173-187
- Tuna, M., 1995.** Wastewater treatment plant cost indexes and cost capacity relationships, *PhD dissertation*, Istanbul Technical University, Istanbul
- Weber, B. And Holtz, F., 1991.** Landfill leachate treatment by reverse osmosis, in *Effective Industrial Membrane Processes: Benefits and Opprotunities* (Edited by Turner M.K.), *Elseiver Science Publishers Ltd.*, Barking Essex.
- Weber, W.J. and Smith, E.H., 1986.** Removing Dissolved Organic Contaminants from Water, *Environ.Sci. Tech.*20, 976
- Williams, A.R., 1991.** The use of reverse osmosis for the purification of coal gasification liquours, in *Effective Industrial Membrane Processes: Benefits and opprotunities* (Edited by Turner M.K.), *Elsevier Science Publishers Ltd.*, Barking Essex.



EKLER

Ek.1 : NF deneyleri

03.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 10 BAR					
DEBİ : 350 lt/sn		HIZ : 20,1							
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH
10 Bar ↑	0	6,30	39,03	49,40	30,1	46,12	1,780	29,7	
	30	6,42	42,45	50,80	29,6	42,40	1,819	29,0	
	60	6,54	42,13	48,70	29,6	42,72	1,830	28,8	
	90	6,66	41,24	44,40	29,6	43,65	1,806	28,8	
	120	6,77	41,47	43,00	29,6	43,40	1,774	28,7	
	150	6,89	41,19	44,00	29,2	43,70	1,785	28,3	
	180	7,01	40,80	41,30	28,9	44,12	1,810	28,0	
	210	7,13	40,59	41,90	28,7	44,35	1,820	27,8	
	240	7,25	40,56	38,40	28,7	44,38	1,810	27,8	
	270	7,37	41,02	37,30	28,6	43,88	1,802	27,7	
	300	7,49	40,91	36,40	28,7	44,00	1,790	27,7	
	330	7,61	40,01	36,10	28,5	44,99	1,817	27,7	
	360	7,73	39,60	36,90	28,6	45,45	1,812	27,7	
	390	7,85	42,63	36,10	28,5	42,22	1,850	27,7	
	420	7,96	43,01	38,00	28,4	41,85	1,815	27,6	
	450	8,08	43,29	36,90	28,4	41,58	1,818	27,6	

TANK		SUZUNTU
KOl (mg/l)	46	<1
AKM (mg/l)	35	-
Bulanıklık (NTU)	-	0,4
TS (mgCaCO ₃ /l)	1425	780

Ek 2: NF deneyleri

06.07.1998		MEMBRAN :TFC-S		BASINÇ : 12 BAR					
DEBİ : 350 lt/sn		HIZ : 20,1							
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ İletkenlik (μ s/m)	Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ s/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
 12 Bar	0	8,13	35,06	45,4	27,1	51,34	1,775	26,5	
	30	8,26	34,83	44,1	27,7	51,68	1,808	27,2	
	60	8,40	35,62	42,4	27,8	50,53	1,802	27,3	
	90	8,53	34,39	40,9	27,8	52,34	1,798	27,4	
	120	8,65	34,02	37,3	27,8	52,91	1,788	27,3	
	150	8,87	36,61	36,9	28,0	49,17	1,809	27,5	
	180	8,91	36,61	36,5	28,0	49,17	1,806	27,5	
	210	9,01	36,02	34,9	27,8	49,97	1,806	27,5	
	240	9,17	35,84	37,5	28,0	50,22	1,791	27,5	
	270	9,30	35,38	36,6	28,0	50,88	1,794	27,5	
	300	9,42	35,25	34,9	27,9	51,06	1,806	27,5	
	330	9,55	35,16	33,8	28,0	51,19	1,792	27,5	
	360	9,68	35,19	34,8	28,0	51,15	1,78	27,5	
	390	9,81	35,12	32,30	28,0	51,25	1,766	27,5	
	420	9,95	35,20	32,00	27,9	51,14	1,787	27,4	
	450	10,08	35,10	33,5	27,8	51,28	1,794	27,3	
	480	10,21	34,90	34,4	27,7	51,58	1,773	27,3	

TANK	SUZÜNTÜ
KOI (mg/l)	<1
AKM (mg/l)	0
Bulanıklık (NTU)	0,5
TS (mgCaCO ₃ /l)	750

Ek.3: NF Deneyleri

07.07.1998		MEMBRAN :TFC-S		BASINÇ : 7,5 BAR					
DEBİ : 350 lt/sn		HIZ : 20,1							
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ İletkenlik (μ s/m)	Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ s/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
	0	10,22	63,10	56,9	28,0	28,53	1,782	27,8	
	30	10,38	60,26	55,4	30,6	29,87	1,813	30,8	
	60	10,48	64,09	52,9	28,1	28,09	1,799	27,7	
	90	10,59	66,12	51,9	27,8	27,22	1,803	27,1	
	120	10,69	65,41	48,9	27,7	27,52	1,862	27,2	
	150	10,79	65,77	52,7	27,7	27,37	1,848	27,1	
	180	10,89	65,89	51,5	27,7	27,32	1,855	27,1	
	210	10,99	65,48	50,4	27,8	27,49	1,848	27,1	
	240	11,09	65,76	49,5	27,8	27,37	1,847	27,1	
	270	11,19	65,52	46,2	27,9	27,47	1,842	27,1	
	300	11,29	65,52	48,5	27,9	27,47	1,843	27,1	
	330	11,40	65,42	44,5	27,8	27,51	1,851	27,1	
	360	11,50	65,31	49,2	27,8	27,56	1,833	27,1	
	390	11,60	65,15	45,9	27,8	27,63	1,846	27,1	
	420	11,70	65,41	45,3	27,8	27,52	1,857	27,1	
	450	11,80	64,09	47,9	27,7	28,09	1,853	27,1	

	TANK	SUZÜNTÜ
KOI (mg/l)	37	<1
AKM (mg/l)	60	-
Bulanıklık (NTU)	2	0,8
TS (mgCaCO ₃ /l)	1065	240

Ek.4 : NF Deneyleri

02.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 10 BAR				
DEBİ : 350 lt/sn		HIZ : 20,1		ÇEŞME SUYU				
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ		Akış	TANK	
				İletkenlik (μ s/m)	Sıcaklık (°C)	(lt/m ² .h)	İletkenlik (μ s/m)	Sıcaklık (°C)
								PH
	0	5,25	41,77	19,00	27,60	43,09	0,482	26,80
	30	5,37	41,78	17,00	28,60	43,08	0,481	27,60
	60	5,49	41,47	15,50	28,60	43,40	0,479	28,00
02.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 5 BAR				
DEBİ : 350 lt/sn		HIZ : 20,1						
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ		Akış	TANK	
				İletkenlik (μ s/m)	Sıcaklık (°C)	(lt/m ² .h)	İletkenlik (μ s/m)	Sıcaklık (°C)
								PH
	0	5,57	112,09	82,60	29,40	16,06	1,801	28,90
	30	5,67	112,60	78,60	28,60	15,99	1,817	27,60
	60	5,76	113,15	76,50	28,40	15,91	1,808	27,40
	90	5,85	113,52	75,20	28,40	15,86	1,813	27,30
	120	5,94	112,03	74,00	28,20	16,07	1,811	27,30
	150	6,03	112,34	72,60	28,30	16,02	1,802	27,30
	180	6,12	112,04	77,00	28,50	16,07	1,806	27,30
	210	6,21	112,52	73,00	28,40	16,00	1,810	27,30

Ek.5 : NF Deneyleri

08.07.1998		MEMBRAN :TFC-S		BASINÇ : 9 BAR					
DEBİ : 350 lt/sn		HIZ : 20,1							
Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (µs/m)	SUZUNTU Sıcaklık (°C)	PH	Akı (lt/m ² .h)	İletkenlik (µs/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
0	11,83	52,01	57,5	28,3	6,69	34,61	1,803	28,3	6,69
30	11,96	52,24	55,8	28,9	6,68	34,46	1,836	28,4	6,69
60	12,00	52,76	54,2	28,2	6,68	34,12	1,838	27,7	6,68
90	12,18	53,24	47,8	27,8	7,32	33,81	1,815	27,3	8,47
120	12,30	53,09	49,7	27,8	5,19	33,90	1,839	27,2	
150	12,40	53,34	49,7	27,9	7,44	33,75	1,826	27,2	8,50
180	12,50	54,47	45,3	27,8	7,42	33,05	1,844	27,2	8,45
210	12,71	53,45	48,0	27,9	7,25	33,68	1,799	27,2	8,46
240	12,81	53,95	47,0	28,0	7,19	33,36	1,84	27,3	8,51
274	12,94	53,63	43,6	28,0	7,35	33,56	1,846	27,5	8,50
300	13,04	52,96	46,5	28,2	7,19	33,99	1,828	27,5	8,50
330	13,14	53,1	43,0	28,3	7,29	33,90	1,782	27,5	8,48
360	13,25	52,49	42,4	28,2	7,29	34,29	1,842	27,5	8,53
390	13,35	52,66	44,1	28,1	7,17	34,18	1,844	27,5	8,52
420	13,46	52,7	44,8	28,2	7,20	34,16	1,851	27,5	8,52

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	40	<1
AKM (mg/l)	25	-
Bulanıklık (NTU)	2,5	0,8
TS (mgCaCO ₃ /l)	975	855

Ek.6 : NF Deneyleri

13.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 5-7,5 BAR						
DEBİ : 400 lt/sn		HIZ : 23,9								
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (μ S/m)	SÜZÜNTÜ Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
5 bar	0	13,50	128,85	84,2	27,1		13,97	1,919	26,5	
	30	13,60	126,62	76,2	27,4		14,22	1,891	26,6	
	60	13,70	129,41	77,1	27,5	6,51	13,91	1,884	26,7	7,74
	90	13,80	129,74	78,8	27,5	6,35	13,87	1,889	26,8	7,63
	120	13,90	128,83	75,7	27,7	6,54	13,97	1,888	26,8	7,78
7,5 bar	183	14,12	129,05	79,3	27,9	6,52	13,95	1,898	26,9	7,80
	210	14,28	71,73	54,1	27,8	6,38	25,09	1,890	27,0	7,80
	240	14,34	72,05	53,5	27,7	6,39	24,98	1,908	26,9	7,83
	270	14,45	72,16	50,7	27,7	6,35	24,94	1,934	26,8	7,84
	300	14,56	71,99	51,7	27,7	6,34	25,00	1,907	26,7	7,85
	330	14,67	72,77	47,2	27,5	6,36	24,74	1,937	26,8	7,87
	360	14,78	71,86	49,7	27,5	6,36	25,05	1,946	26,7	7,87

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	40	<1
AKM (mg/l)	120	-
Bulanıklık (NTU)	1,5	0,6
TS (mgCaCO ₃ /l)	105	0
Amonyak	0,33	-

Ek.7 : NF Deneyleri

14.07.1998 MEMBRAN :TFC-S BASINÇ : 9-10-12 BAR									
DEBİ : 400 lt/sn HIZ : 23,9				SÜZÜNTÜ					
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (µs/m)	TANK Sıcaklık (°C) PH
9 bar	0	14,83	54,02	44,80	28,00	6,00	33,32	1,49	27,50 7,53
	30	14,96	53,53	40,50	27,70	6,04	33,63	1,54	26,90 7,63
	60	15,09	53,90	39,10	27,60	6,08	33,40	1,573	26,80 7,68
	90	15,21	52,36	38,00	27,70	6,05	34,38	1,519	26,90 7,69
	120	15,33	53,06	37,10	27,70	6,42	33,92	1,526	26,90 7,76
	150	15,57	52,31	36,10	27,90	6,18	34,41	1,536	27,10 7,79
10 bar	180	15,71	46,67	37,70	28,00	6,08	38,57	1,526	27,20 7,80
	210	15,82	46,81	34,70	28,00	6,14	38,45	1,534	27,30 7,79
	240	15,95	46,74	36,70	28,00	6,15	38,51	1,524	27,30 7,82
	274	16,07	46,55	33,90	28,00	6,17	38,67	1,508	27,20 7,80
	300	16,20	47,43	33,60	27,90	6,31	37,95	1,55	27,20 7,81
	330	16,32	46,98	33,00	27,90	6,10	38,31	1,554	27,10 7,80
12 bar	360	16,46	35,11	32,10	28,10	6,04	51,27	1,544	27,30 7,84
	390	16,61	34,18	30,00	28,10	5,98	52,66	1,525	27,40 7,81
	420	16,75	34,02	29,00	28,10	6,01	52,91	1,467	27,60 7,82
	450	16,90	33,29	30,60	28,10	5,88	54,07	1,489	27,40 7,80
	480	17,04	32,91	31,20	28,10	6,03	54,69	1,473	27,50 7,83
	520	17,18	33,43	31,40	28,20	6,02	53,84	1,49	27,50 7,80
SÜZÜNTÜ									
	TANK	SÜZÜNTÜ							
KOI (mg/l)	46	<1							
AKM (mg/l)	20	0							
Bulanıklık (NTU)	1	0,3							
TS (mgCaCO ₃ /l)	1183	280							

Ek.8 : NF Deneyleri

16.07.1998		MEMBRAN :TFC-S		BASINÇ : 5-7,5 BAR						
DEBİ : 500 lt/sn		HIZ : 29,6								
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH
5 bar	0	17,20	165,04	98,10	28,5	6,71	10,91	1,856	28,40	7,31
	30	17,32	164,40	102,30	28,8	6,62	10,95	1,835	28,50	7,85
	60	17,44	167,22	86,10	27,9	7,10	10,76	1,818	27,30	7,88
	90	17,55	166,12	84,00	27,7	7,16	10,84	1,824	26,90	7,86
	120	17,67	166,32	88,50	27,8	6,70	10,82	1,88	27,00	7,90
	183	17,78	166,02	89,90	28,0	6,85	10,84	1,872	27,00	7,925
	210	17,89	163,22	85,50	28,2	6,85	11,03	1,905	27,10	7,95
	240	18,01	163,98	85,60	28,2	6,93	10,98	1,902	27,20	7,98
	270	18,12	76,23	82,60	28,3	6,80	23,61	1,899	27,20	8,02
	300	18,25	76,40	54,90	28,3	6,56	23,56	1,895	27,50	8,01
7,5 bar	330	18,38	74,98	54,50	28,3	6,79	24,01	1,835	27,70	8,02
	360	18,52	75,48	51,20	28,3	6,79	23,85	1,860	27,50	8,08
	390	18,65	76,78	51,30	28,3	6,82	23,44	1,860	27,50	8,06
	420	18,78	76,10	50,40	28,3	6,65	23,65	1,843	27,60	8,01
	450	18,91	75,79	49,60	28,3	6,79	23,75	1,856	27,50	8,04

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	30	<1
AKM (mg/l)	30	-
Bulanıklık (NTU)	2,5	0,4
TS (mgCaCO ₃ /l)	870	60

17.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 10 BAR					
DEBİ : 375 lt/sn		HIZ : 21,3		ÇEŞME SUYU					
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (µs/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
	0	19,01	40,50	23,4	27,4	44,44	0,604	26,5	
	30	19,13	40,59	21,4	27,6	44,35	0,584	26,5	7,12
	60	19,25	40,44	21,0	28,0	44,51	0,615	26,6	7,55
	96	19,40	39,93	19,4	28,3	45,08	0,601	27,7	
	123	19,50	39,97	19,5	28,4	45,03	0,612	27,8	

20.07.1998		MEMBRAN :TFC-S		BASINÇ : 5 BAR						
DEBİ : 600 lt/sn		HIZ : 35,4								
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ iletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	PH	iletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH
	0	28,79	130,70	86,20	28,70	13,77	6,45	1,684	28,30	7,86
	30	28,92	144,10	83,10	28,30	12,49	6,47	1,686	27,70	7,86
	60	29,07	140,82	74,00	28,20	12,78	6,42	1,686	27,60	7,86
	90	29,22	144,48	75,40	28,10	12,46	6,49	1,664	27,60	7,88
	120	29,37	147,33	74,70	28,00	12,36	6,49	1,673	27,60	7,90
	150	29,52	145,66	74,90	28,00	12,36	6,50	1,676	27,60	7,88
	180	29,67	144,98	74,10	28,00	12,42	6,49	1,679	27,60	7,90

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	331	<1
AKM (mg/l)	180	-
Bulaniklik (NTU)	110	0.5
TS (mgCaCO ₃ /l)	735	15

21.07.1998

MEMBRAN : TFC-S

BASINÇ : 9 BAR

DEBİ : 500 lt/sn

HIZ : 29,6

	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SUZUNTU İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH
	0	29,53	59,88	0,64	28,70	30,06	2,111	27,10	8,20
	30	29,69	56,24	89,90	28,30	32,01	2,098	31,20	8,32
	60	29,86	53,74	75,90	28,20	33,49	2,048	33,60	8,25
	90	30,02	59,2	64,40	28,10	30,41	1,979	29,40	8,28
	120	30,18	100,52	64,80	28,00	17,91	1,970	28,30	8,29
	150	30,34	101,00	59,70	28,00	17,82	1,969	28,10	8,28

	TANK	SUZUNTU
KCl (mg/l)	470	9
AKM (mg/l)	215	0
Bulanıklık (NTU)	120	0,4
TS (mgCaCO ₃ /l)	615	15

Ek.13 : NF Deneyleri

22.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 10-12 BAR						
DEBİ :450- 500 lt/sn		HIZ : 29,6-31,6								
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SUZUNTU		TANK				
				İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH	Akş (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH
10 bar HIZ : 29,6 450 lt/st	0	30,68	43,10	90,40	29,1	7,23	41,76	2,048	28,60	8,17
	30	30,83	45,62	74,50	29,0	7,24	39,46	2,147	28,40	8,55
	60	30,98	64,19	81,50	29,1	7,27	28,04	2,085	28,50	8,63
	90	31,13	63,41	74,20	29,0	7,55	28,39	2,097	28,30	8,69
	120	31,24	63,75	65,60	29,1	7,24	28,24	2,086	28,30	8,78
10 bar HIZ : 31,6 500 LT/ST	160	31,46	68,69	68,20	29,1	7,31	26,20	2,070	28,50	8,8
	190	31,61	68,77	66,50	29,1	7,27	26,17	2,101	28,40	8,76
	220	31,72	69,01	66,80	29,1	7,29	26,08	2,086	28,40	8,74
	250	31,91	67,81	66,30	29,1	7,28	26,54	2,106	28,40	8,75
12 bar 500 LT/ST	255	31,99	53,99	63,00	29,1	7,24	33,34	2,091	28,40	8,74
	285	32,11	55,46	60,40	29,2	7,19	32,46	2,086	28,50	8,76
	315	32,23	56,80	59,80	29,2	7,17	31,69	2,058	28,50	8,74
	345	32,45	57,41	58,40	29,1	7,21	31,35	2,067	28,60	8,74
	375	32,62	57,13	56,10	29,1	7,21	31,51	2,105	28,50	8,74
	405	32,78	57,43	60,10	29,1	7,21	31,34	2,103	28,50	8,76

TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	9
AKM (mg/l)	0
Bulanıklık (NTU)	0,4
TS (mgCaCO ₃ /l)	15

23.07.1998		MEMBRAN :TFC-S		BASINÇ:7,5-9 BAR					
DEEİ : 600 lt/sn		HZ : 37,4							
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (l-s/m)	SUZLUTU Sıcaklık (°C)	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (l-s/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
7,5 bar	0	32,79	91,56	139,30	29,5		2,17	29,20	
	30	32,96	98,08	118,20	29,1	18,35	2,103	28,30	7,76
	60	33,13	100,04	108,00	28,8	17,99	2,092	28,10	7,74
	90	33,29	100,56	11,23	28,9	17,90	2,074	28,10	7,8
	120	33,45	104,59	105,40	28,8	17,21	2,117	28,10	7,86
	150	33,60	105,07	101,90	28,8	17,13	2,144	28,10	7,81
9 bar	180	33,76	80,37	90,30	28,8	22,40	2,134	28,10	7,90
	210	33,96	80,12	85,40	29,0	22,47	2,141	28,30	7,95
	240	34,13	80,19	82,80	29,1	22,45	2,117	28,30	7,95
	270	34,30	82,01	83,10	29,2	21,95	2,127	28,40	7,93
	300	34,48	80,84	79,20	29,2	22,27	2,126	28,40	7,95
	330	34,65	81,13	84,20	29,2	22,19	2,128	28,40	7,91

	TANK	SUZLUTU
KCl (mg/l)	235	50
AKM (mg/l)	200	0
Bürlanlık (NTU)	70	0,35
TS (mgCaCO ₃ /l)	600	15

Ek.15 : NF Deneyleri

24.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 10-12 BAR							
DEBİ : 600 lt/sn		HIZ : 37,4									
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SUZUNTU		Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	TANK Sıcaklık (°C)	İletkenlik (μ S/m)	PH
10 bar	0	34,67	62,21	121,50	29,7	28,93	2,167	29,20			
	30	34,84	67,69	112,00	29,2	26,59	2,249	28,80			7,54
	60	35,02	70,91	97,00	28,9	25,38	2,254	28,50			7,63
	90	35,20	71,25	95,23	28,9	24,83	2,248	28,40			7,65
	120	35,45	72,86	92,60	28,9	24,70	2,149	28,40			7,69
	150	35,63	73,69	91,10	29,0	24,43	2,189	28,40			7,53
12 bar	180	35,82	60,01	85,20	28,9	30,00	2,155	28,40			7,60
	210	36,04	62,39	84,10	29,1	28,85	2,18	28,70			7,56
	240	36,25	62,29	82,50	29,3	28,90	2,187	28,70			7,62
	270	36,46	63,24	81,60	29,4	28,46	2,18	28,80			7,86
	300	36,67	63,12	78,10	29,4	28,52	2,178	28,80			7,61
	330	36,89	64,02	75,30	29,8	28,12	2,178	28,80			7,60

TANIK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	<1
AKM (mg/l)	0
Bulanıklık (NTU)	0,5
TS (mgCaCO ₃ /l)	0

27.07.1998		MEMBRAN : TFC-S		BASINÇ : 7,5-9 BAR						
DEBİ : 700 lt/sn		HZ : 43,3								
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ		TANK				
				İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH
7,5 bar	0	41,35	100,52	152,0	30,4	6,57	17,91	1,686	30,1	7,40
	30	41,53	106,49	123,4	29,6	6,54	16,90	1,698	28,9	7,47
	60	41,71	109,13	110,2	29,6	6,61	16,49	1,714	28,9	7,36
	90	41,89	111,43	105,1	29,7	6,58	16,15	1,723	28,8	7,38
	120	42,08	113,28	94,9	29,7	6,57	15,89	1,707	28,8	7,47
	150	42,25	112,50	94,9	29,8	6,54	16,00	1,731	28,9	7,55
9 bar	165	42,35	88,27	84,1	29,7	6,47	20,39	1,748	28,9	7,45
	195	42,54	89,92	76,3	30,0	6,43	20,02	1,726	29,0	7,66
	225	42,73	90,85	71,2	30,1	6,47	19,81	1,704	29,1	7,52
	255	42,92	90,74	71,5	30,0	6,44	19,84	1,705	29,1	7,70
	285	43,11	91,95	72,3	30,0	6,55	19,58	1,706	29,1	7,70
	315	43,30	92,34	70,7	30,0	6,57	19,49	1,714	29,0	7,62

	TANK	SUZUNTU
KCl (mg/l)	360	9
AKM (mg/l)	195	0
Bulanıklık (NTU)	65	0,45
TS (mgCaCO ₃ /l)	645	0

Ek.17 : NF Deneyleri

28.07.1998										
MEMBRAN : TFC-S										
BASINÇ : 10-12 BAR										
DEBİ : 700 lt/sn										
HIZ : 42										
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ		Akış Hızı (sn/lt)	Akış Hızı (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH
10 bar	0	43,3	69,23	118	30,8	6,45	26,00	1,628	30,6	7,27
	30	43,5	77,56	102,1	29,9	6,25	23,21	1,663	29,4	7,34
	60	43,7	78,69	94,9	29,8	6,32	22,87	1,642	29,2	7,36
	90	43,9	81,3	88,2	29,8	6,31	22,14	1,675	29,1	7,43
	120	44,1	82,49	84,6	29,9	6,31	21,82	1,646	29,2	7,4
	150	44,31	84,26	85	30	6,21	21,36	1,65	29,3	7,45
12 bar	160	44,36	66,52	77,9	30	6,21	27,06	1,661	29,3	7,46
	190	44,59	67,83	76,6	30,2	6,11	26,54	1,677	29,7	7,4
	220	44,81	68,66	73,1	30,3	6,22	26,22	1,671	29,6	7,37
	250	45,05	70,2	72,3	30,4	6,31	25,64	1,669	29,6	7,44
	280	45,27	70,38	73,1	30,2	6,15	25,58	1,664	29,6	7,45
	310	45,49	70,75	72,2	30,2	6,24	25,44	1,658	29,7	7,48

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	350	9
AKM (mg/l)	190	0
Bulanıklık (NTU)		
TS (mgCaCO ₃ /l)	720	15

31.07.1998		MEMBRAN :TFC-HR		BASINÇ :6-10 BAR							
DEBİ : 350lt/sn		HIZ : 20,6									
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ		TANK					
				İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)		İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)			
					PH	Akış (lt/m ² .h)	PH				
6 bar	0	46,23	113,22	88,1	30,2	5,39	15,90	1,538	29,8	6,37	
	30	46,33	119,64	85,0	29,6	5,35	15,05	1,561	29,0	6,51	
	60	46,44	120,82	91,3	29,6	5,51	14,90	1,721	29,0	6,46	
	90	46,54	124,55	89,3	29,8	5,47	14,45	1,691	29,1	6,48	
	120	46,64	126,34	89,0	30,0	5,38	14,25	1,796	29,1	6,43	
	150	46,74	129,63	84,8	29,9	5,4	13,89	1,775	29,2	6,48	
	180	46,94	128,97	85,8	30,2	5,61	13,96	1,775	29,2	6,61	
	210	46,95	130,2	83,2	30,2	5,48	13,82	1,839	29,2	6,66	
	240	47,05	130,41	74,6	30,4	5,55	13,80	1,872	29,3	6,71	
	270	47,15	130,11	73,6	30,4	5,48	13,83	1,690	29,3	6,76	
	10 bar	300	47,18	80,44	58,8	30,3	5,36	22,38	1,740	29,4	6,76
		330	47,22	82,77	56,1	29,8	5,47	21,75	1,753	29,4	6,76

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	10000	46
AKM (mg/l)	1165	0
Bulamıklık (NTU)	850	0,35
TS (mgCaCO ₃ /l)	270	15

Ek.19 : RO deneyleri

04.08.1998										
MEMBRAN : TFC-HR			BASINÇ : 6-10 BAR							
DEBİ : 450lt/sn			HIZ : 25,5							
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (µ-s/m)	SUZUNTU Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (µ-s/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
6 bar	0	50,34	170,15	0,254	31,0	5,90	10,58	1,636	31,1	6,38
	30	50,45	175,24	0,201	31,0	5,81	10,27	1,740	30,7	6,40
	60	50,57	182,43	173,6	31,2	5,73	9,87	1,680	30,5	6,40
	90	50,68	183,88	169,2	30,9	6,00	9,79	1,755	30,4	6,43
	120	50,79	186,24	170,2	31,3	5,71	9,66	1,691	30,4	6,43
	150	50,91	187,71	170,0	31,3	5,74	9,59	1,694	30,4	6,45
	180	51,02	180,07	167,0	31,5	5,79	10,00	1,711	30,5	6,45
	210	51,13	190,08	164,4	31,9	5,88	9,47	1,708	30,6	6,51
	240	51,24	188,91	162,5	32,0	5,9	9,53	1,720	30,7	6,54
	270	51,33	189,94	160,1	32,0	6,01	9,48	1,700	31,0	6,58
	300	51,46	190,09	159,7	32,0	6,04	9,47	1,696	31,0	6,60
	330	51,57	192,7	151,6	32,1	6,06	9,34	1,695	31,3	6,61
	360	51,68	193,83	153,3	32,1	6,01	9,29	1,701	31,0	6,63
	390	51,78	191,75	142,4	31,9	5,89	9,39	1,725	30,7	6,66
	420	51,89	192,48	129,3	31,7	5,96	9,35	1,701	30,7	6,65
	450	52,00	193,91	125,5	31,7	6,11	9,28	1,563	30,7	6,67
	480	52,10	193,88	119,3	31,6	5,96	9,28	1,549	30,7	6,73
	510	52,21	193,38	118,2	31,6	6,01	9,31	1,512	30,7	6,75
10 bar	520	52,25	103,95	92,1	31,6	5,87	17,32	1,522	30,8	6,75
	550	52,39	104,31	85,2	31,7	5,87	17,26	1,569	30,9	6,83
	580	52,51	103,31	83,1	31,7	6,03	17,42	1,569	30,9	6,84
	610	52,65	104,24	78,6	31,6	6,08	17,27	1,564	30,9	6,85
	640	52,79	104,1	74,8	31,6	6,12	17,29	1,548	30,9	6,91

TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	30
AKM (mg/l)	0
Bulanıklık (NTU)	0,4
TS (mgCaCO ₃ /l)	15

Ek.20 : RO deneyleri

06.08.1998

MEMBRAN :TFC-HR

BASINÇ :6-10 BAR

DEBİ : 550lt/sn

HIZ : 31,1

	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	SÜZÜNTÜ			Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	TANK Sıcaklık (°C)	PH
6 bar	0	56,53	274,2	0,248	31,2	5,95	6,56		30,5	6,47
	30	56,69	289,0	0,245	31,6	5,10	6,23	1,773	30,6	6,44
	60	56,83	296,5	0,241	31,5	6,01	6,07	1,750	30,6	6,42
	90	56,96	294,0	0,234	31,6	6,31	6,12	1,672	30,7	6,43
	120	57,00	298,2	0,238	31,8	6,30	6,04	1,651	30,7	6,45
	150	57,25	297,0	3,231	32,1	6,31	6,06	1,660	30,8	6,59
	180	57,39	296,1	0,229	32,5	6,11	6,08	1,673	30,8	6,61
	210	57,53	295,3	0,228	32,3	6,01	6,10	1,680	30,9	6,68
	240	57,67	296,7	0,224	32,3	6,02	6,07	1,668	30,9	6,54
	270	57,78	134,5	156,5	32,0	5,88	13,38	1,689	31,0	6,55
10 bar	300	57,94	140,1	151,1	32,0	5,89	12,85	1,678	31,1	6,55
	330	58,11	142,4	148,0	31,6	5,89	12,64	1,653	31,1	6,56
	360	58,27	143,6	144,3	31,8	5,89	12,53	1,672	31,2	6,56
	390	58,43	144,7	139,4	31,6	6,91	12,44	1,669	31,1	6,63
	420	58,59	147,4	133,0	31,7	5,91	12,21	1,652	31,0	6,61
	450	58,75	147,8	124,0	31,6	5,96	12,18	1,656	31,0	6,62
	480	58,94	149,8	123,0	31,5	6,00	12,02	1,665	31,0	6,69
	510	59,10	149,6	119,6	31,5	6,00	12,03	1,659	31,0	6,76
	520	59,28	150,0	118,4	31,3	6,00	12,00	1,653	31,0	6,79
	550	59,44	149,6	115,9	31,5	6,06	12,03	1,666	31,0	6,81

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	0	0
AKM (mg/l)	1080	0
Bulanıklık (NTU)	820	5
TS (mgCaCO ₃ /l)	90	0

	TANK	SUZUNTU
KOI (mg/l)	0	0
AKM (mg/l)	1080	0
Bulanıklık (NTU)	820	5
TS (mgCaCO ₃ /l)	90	0

Ek.21 : RO deneyleri

07.08.1998		MEMBRAN :TFC-HR		BASINÇ :14-18-25 BAR						
DEBİ : 550lt/sn		HIZ : 31,3		SÜZÜNTÜ						
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (srlt)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (µs/m)	Sıcaklık (°C)	PH
14 bar	0	59,58	73,28	124,1	31,6	5,84	24,56	1,645	31,7	6,70
	30	59,83	91,88	138,8	31,3	6,02	19,59	1,583	31,3	6,77
	60	60,03	95,60	143,0	31,4	6,10	18,83	1,337	31,2	6,78
	90	60,26	100,04	141,4	31,4	6,12	17,99	1,287	31,3	6,86
	120	60,46	101,84	136,1	31,3	6,30	17,67	1,581	31,3	6,88
	150	60,67	104,08	129,5	31,6	6,37	17,29	1,631	31,3	6,91
	180	60,87	105,24	128,9	31,8	6,17	17,10	1,584	31,4	6,98
	210	61,07	107,44	125,0	31,6	6,09	16,75	1,55	31,4	7,08
	240	61,28	108,32	123,2	31,6	6,28	16,62	1,567	31,4	7,10
	18 bar	270	61,49	109,52	121,2	31,7	6,28	16,44	1,573	31,4
300		61,68	110,64	116,5	31,4	6,26	16,27	1,577	31,3	7,11
330		61,81	83,20	109,7	31,4	6,19	21,63	1,600	31,3	7,11
360		62,05	85,00	112,4	31,6	6,23	21,18	1,577	31,6	7,20
390		62,29	85,76	112,9	31,6	6,40	20,99	1,561	31,7	7,25
420		62,53	87,20	112,0	31,7	6,44	20,64	1,632	31,7	7,25
450		62,77	88,04	110,8	31,7	6,44	20,45	1,626	31,6	7,26
480		63,01	88,24	109,3	31,7	6,38	20,40	1,532	31,6	7,30
510		64,25	88,24	108,3	31,5	6,70	20,40	1,625	31,6	7,41
520		64,50	89,04	105,2	31,2	6,51	20,22	1,634	31,6	7,45
25 bar	550	64,59	68,04	104,2	31,5	6,69	26,46	1,607	31,7	7,40
	580	64,96	69,16	105,9	31,2	6,72	26,03	1,628	31,7	7,42

TANK		SÜZÜNTÜ	
KOI (mg/l)	1840		30
AKM (mg/l)	1015		0
Bulanıklık (NTU)	750		1
TS (mgCaCO ₃ /l)	270		0

Ek.22 : RO deneyleri

11.08.1998		MEMBRAN : TFC-HR		BASINÇ : 18 BAR		TANK İLETKENLİK . 1,741				
DEBİ : 350lt/sn		HIZ : 20		SÜZÜNTÜ 2, kez geçirildi						
	Zaman (dk)	Enerji (Kwh)	Akış Hızı (sn/lt)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH	Akış (lt/m ² .h)	İletkenlik (μ S/m)	Sıcaklık (°C)	PH
18 bar	0	71,91	39,16	21,49	19,9	5,38	287,64	156,6	29,6	6,40
	30	72,10	40,56	22,81	31,0	5,32	288,40	191,5	30,9	6,43
	60	72,28	41,80	21,46	31,9	5,35	289,12	186,5	31,4	6,52
	90	72,46	43,49	20,59	31,7	5,48	289,84	192,8	31,6	6,42
	120	72,63	44,50	18,47	31,9	5,42	290,52	192,3	31,7	6,65
	150	72,81	44,88	17,69	32,0	5,56	291,24	189,9	31,7	6,90
	180	73,08	45,20	17,01	32,2	5,50	292,32	190,4	31,7	6,93
	210	73,15	45,6	16,15	32,4	5,55	292,60	191,6	31,7	6,88
	240	73,33	45,43	16,47	32,0	5,43	293,32	189,3	31,7	6,86
	270	73,49	45,71	16,7	31,9	5,45	293,96	187,8	31,6	7,00

TANK	SUZUNTU 1	SUZUNTU 2
KOl (mg/l)	80	9
AKM (mg/l)	0	0
Bulanıklık (NTU)	0,8	0,3
TS (mgCaCO ₃ /l)	60	0

ÖZGEÇMİŞ

1974 Antalya doğumlu Alper ATEŞ ilk ve orta öğrenimini Antalyada tamamladıktan sonra, İstanbul Kuleli Askeri Lisesine devam etmiştir. Lisans öğrenimini İstanbul Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümünde yapan Alper Ateş 1997 yılının Kış döneminde yüksek lisans öğrenimine başlamışve 1998 yılında askerlik sebebiyle 1 yıl süreyle ara vermek zorunda kalmıştır.Askerliğinin bitmesini müteakip, yaptığı deneysel çalışmaları bir tez haline getirerek yüksek lisans öğrenimini tamamlamıştır. Halen bir inşaat firmasında altyapı konusunda teklif ve hakediş mühendisi olarak çalışmaktadır.

