



## Mencegah Pembentukan Kalsium Sulfat pada Desalinasi Air Laut

Mirna Rahmah Lubis<sup>1</sup>, Li Zhu<sup>2</sup>, Cesar B. Granda<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Syiah Kuala Banda Aceh  
Jl. Tgk. Syech Abdurrauf No. 7 Darussalam, Banda Aceh - 23111

<sup>2</sup>Jurusan Teknik Kimia, Universitas Texas A&M  
College Station, TX 77843-3122, U.S.A.  
e-mail: mirnarahmahlubis@yahoo.com

### Abstrak

Resin penukar-anion, Relite MG 1/P, dapat digunakan untuk memisahkan sulfat dalam air laut guna mencegah pembentukan kerak kalsium sulfat pada heat exchanger. Resin tersebut menunjukkan selektivitas sulfat yang tinggi dalam air laut sintetis. Resin yang telah dipakai dapat diregenerasi menggunakan air asin yang dipekatkan dengan asam hingga mencapai pH 4. Untuk waktu pemakaian dan regenerasi yang sama, faktor konsentrasi desalinasi (misalnya 2 hingga 4) menaikkan konsentrasi klorida dalam air asin yang diblowdown. Dengan faktor konsentrasi yang tetap, kenaikan laju alir (pengurangan waktu pemakaian dan regenerasi) memperendah efisiensi regenerasi dan menaikkan pemisahan sulfat. Akibat kelarutan kalsium sulfat yang bersifat terbalik tersebut, temperatur air asin yang tinggi memerlukan pemisahan sulfat yang lebih banyak, yang dapat dicapai dengan mengurangi laju alir air laut. Pengurangan laju alir tersebut membutuhkan peralatan yang lebih besar dan resin yang lebih banyak, sehingga biaya modal bertambah. Untuk pabrik desalinasi dengan kapasitas produksi 1 juta gallon per hari dan faktor konsentrasi sebesar 2, biaya pemisahan sulfat meliputi biaya resin dan biaya peralatan. Biaya tersebut bervariasi dari \$0.246 hingga \$0.356/kgalon (per ribu galon air yang diproduksi) karena temperatur maksimum air asin berubah dari 140°C menjadi 180°C.

**Keywords:** desalinasi air laut, ion exchange, kalsium sulfat, kerak; mechanical vapor compression (MVC), pemisahan sulfat, resin penukar-anion basa lemah

### 1. Pendahuluan

Desalinasi air laut yang ekonomis semakin penting karena meningkatnya permintaan air minum sebagai akibat berkurangnya persediaan sumber air tawar. Teknik desalinasi yang paling umum meliputi membran (*reverse osmosis*, RO; *electrodialysis*, ED) dan evaporasi (*multi-stage flash*, MSF; *multi-effect distillation*, MED; *mechanical vapor compression*, MVC). Walaupun perkembangan teknik membran yang hemat energi begitu pesat, desalinasi termal memiliki keunggulan seperti: minimal pretreatment dan salinitas air umpan yang fleksibel. MSF akan lebih praktis jika sumber airnya mempunyai salinitas yang tinggi dan biaya energi yang tidak begitu tinggi, seperti di Timur Tengah.

Untuk menciptakan energi termal yang kompetitif, MVC bertemperatur tinggi telah dikembangkan dengan menggunakan mesin berefisiensi tinggi dan heat exchanger sheet-shell yang baru (Lara-Ruiz dkk., *in press*). Satu faktor penting yang membatasi penggunaan MVC konvensional bertemperatur rendah (<80°C) adalah tingginya biaya modal kompresor. Kenaikan temperatur MVC tersebut akan menaikkan densitas uap air, sehingga biaya modalnya berkurang.

Temperatur yang lebih tinggi juga berarti memperkecil energi kompresi untuk  $\Delta T$  yang sama. Di samping itu, koefisien perpindahan panas akan menjadi lebih tinggi pada temperatur yang lebih tinggi (Lara-Ruiz dkk., *in press*).

Walaupun demikian, pengoperasian evaporator pada temperatur tinggi akan dapat menyebabkan terbentuknya kerak sehingga konduktivitas termal permukaan perpindahan panasnya berkurang. Teknik utama yang diterapkan saat ini dalam pabrik desalinasi air laut secara termal adalah penambahan *antiscalant* untuk mengontrol kerak alkalin, seperti kalsium karbonat (Amjad, 1996). Endapannya cukup lembut dan akan dapat segera dipisahkan dari permukaan heat exchanger melalui pencucian langsung dengan asam (Butt dkk., 1985) atau pembersihan dengan bola sepon (Al-Bakeri, 1993). Untuk mencegah kerak non-alkalin seperti kalsium sulfat ( $\text{CaSO}_4$ ), temperatur maksimum air asin dipertahankan dibawah 120°C. Dari sudut pandang ekonomi, evaporator yang beroperasi pada temperatur yang lebih tinggi pada dasarnya meningkatkan kinerja, sedangkan kerak dapat dicegah (Conti and Pascali, 1985).

Temperatur maksimum air asin dalam pabrik MSF konvensional terbatas karena kerak  $\text{CaSO}_4$ , yang tidak dapat dikendalikan secara efektif oleh *antiscalant* dan tidak dapat dipisahkan secara kimia. Oleh sebab itu, pemisahan unsur-unsur pembentuk kerak merupakan cara yang paling efektif untuk mencegah pengotoran  $\text{CaSO}_4$ . Secara umum, tiga tipe teknik dapat digunakan untuk memisahkan  $\text{Ca}^{2+}$  or  $\text{SO}_4^{2-}$ : endapan kalsium karbonat (Khan, 1986), nanofiltrasi (NF) (Hassan dkk., 1998), dan ion exchange (IX) (Barba dkk., 1982; Boari, 1974).  $\text{Ca}^{2+}$  and  $\text{HCO}_3^-$  keduanya dapat dipisahkan masing-masing melalui reaksi dengan  $\text{MgCO}_3$  and  $\text{Ca(OH)}_2$ ;  $\text{CaCO}_3$  yang terbentuk disaring. Walaupun kerak alkalin dan  $\text{CaSO}_4$  dapat dihilangkan dengan proses endapan kalsium karbonat, konsumsi bahan kimia yang besar telah mencegah penggunaannya pada pretreatment dalam pabrik desalinasi. Membran NF secara khusus digunakan pada kebanyakan ion bervalensi dua dan beberapa ion bervalensi satu dalam air laut, tergantung pada tipe membran dan kondisi operasi. NF, sebagai pretreatment air laut pada RO dan MSF telah diteliti dalam pilot plant (Hassen, dkk., 1998). Temperatur maksimum air asinnya akan dapat dinaikkan setinggi  $160^\circ\text{C}$  tanpa menggunakan *antiscalant* saat 90% ion-ion bervalensi dua dalam air laut dipisahkan (Al-Sofi dkk., 1999). Seperti halnya RO, NF juga akan membutuhkan penyaringan air umpan sebelum melewati membran. Tetapi, desalinasi termal tidak begitu sensitif terhadap padatan tersuspensi; oleh sebab itu, pretreatment NF menjadi sangat berlebihan dan mahal.

Selama beberapa dekade, IX dilaporkan dapat mengurangi konsentrasi  $\text{Ca}^{2+}$  atau  $\text{SO}_4^{2-}$  dalam air laut, masing-masing dengan menggunakan resin kation dan anion. Tetapi, resin kation kuat menunjukkan selektivitas  $\text{Ca}^{2+}$  yang rendah, disebabkan oleh rasio  $\text{Na}^+/\text{Ca}^{2+}$  (~20) dan  $\text{Mg}^{2+}/\text{Ca}^{2+}$  (~4.5) yang tinggi dalam air laut (Barba dkk., 1982). Resin anion lemah yang mengandung gugus fungsional amino primer dan sekunder dalam matriks hidrofilik berpori cenderung menuju ion-ion bervalensi satu dan ion-ion bervalensi banyak (Boari dkk., 1974). Proses pengantian  $\text{SO}_4^{2-}$  dalam air laut dengan  $\text{Cl}^-$  dari resin tersebut disebut DESULF (Zannoni dkk., 1987). Resin yang terpakai dapat diregenerasi dengan menggunakan air asin blowdown yang dipekatkan, sehingga menghemat biaya bahan kimia regenerantnya. Dengan menggunakan IX, pretreatment MSF dan RO (Zannoni dkk., 1987) secara memuaskan telah dipakai

dalam pabrik desalinasi. Evaporatornya beroperasi pada  $150^\circ\text{C}$  tanpa membentuk  $\text{CaSO}_4$  (De Maio dkk., 1983). Untuk mencapai selektivitas  $\text{SO}_4^{2-}$  yang tinggi selama IX, sejumlah besar asam diperlukan untuk mengendalikan pH air laut dalam range 3–4 (De Maio dkk., 1979).

Artikel ini menyelidiki keefektifan resin anion lemah, Relite MG1/P, untuk pemisahan sulfat pada berbagai kondisi operasi. Resin ini mempunyai gugus fungsional poliamina dan matriks poliakrilik yang menyerupai resin yang digambarkan dalam literature dan dapat diregenerasi dengan air asin blowdown yang dipekatkan hingga pH 4. Evaluasi ekonomi DESULF dilakukan pada berbagai temperatur.

## 2. Metodologi

Studi ini menggunakan resin penukar anion, Relite MG1/P (Mitsubishi, diproduksi di Italia), yang mengandung gugus fungsi poliamina yang cross-linked dengan divilbenzena. Bola-bola resin 16–50 mesh ini mempunyai kapasitas penukaran total sebesar 2.7 meq/ml. Sebelum diteliti di laboratorium, 30 ml resin bebas-basa diubah menjadi bentuk klorida dengan menggunakan 240 ml asam HCl 0.6 N selama 60 menit. Kemudian resin tersebut dicuci hingga pH larutan sekitar 3.

IX dilakukan dalam kolom berdiameter 13 mm yang dilengkapi dengan piringan berpori pada bagian bawahnya untuk menahan bed resin. Tinggi packed bed adalah 250 mm. Air umpannya dialirkan dari atas ke dalam kolom yang dilengkapi dengan ayakan dan sumbat karet pada bagian atas untuk mencegah fluidisasi. Regenerasi dilakukan dari bawah, dengan waktu pemakaian dan regenerasi yang sama. Dalam studi ini, air laut sintetis telah dipersiapkan sesuai dengan komposisi yang ditunjukkan dalam Tabel 1.

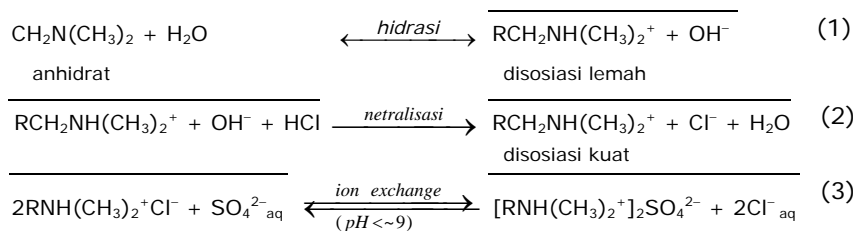
**Table 1.** Komposisi air laut yang disederhanakan

| Anion              | meq/l | Kation           | meq/l |
|--------------------|-------|------------------|-------|
| $\text{Cl}^-$      | 539   | $\text{Na}^+$    | 469   |
| $\text{SO}_4^{2-}$ | 56,2  | $\text{Ca}^{2+}$ | 20,8  |
| $\text{HCO}_3^-$   | 2,34  | $\text{Mg}^{2+}$ | 107,8 |
| Total              | 597,5 | Total            | 597,6 |

Regenerantnya adalah air asin sintetis dengan konsentrasi 2 hingga 4 kali lebih tinggi dari keluaran proses pemakaian. Untuk mencegah akumulasi sulfat pada resin, 25% air asin blow-down yang dipakai terakhir digunakan kembali sebagai fraksi pertama dalam regenerasi berikutnya. Pada tiap

kondisi eksperimen, pemakaian dan regenerasi akan berlangsung selama beberapa siklus hingga diperoleh pemisahan sulfat yang steady-state. Resin yang telah dipakai diregenerasi dengan 250 ml NaCl 2,4 N, diasamkan hingga pH 2 pada laju alir rendah untuk menjamin agar tidak ada sulfat yang bersisa sebelum resin tersebut digunakan untuk kondisi eksperimen yang baru.

dalam tiga langkah berikut (Harland, 1994, Lara-Ruiz dkk., *in press*) disosiasi bentuk "hydroxide" lemah dalam kesetimbangan dengan air (Reaksi 1); (2) menambah larutan yang mengandung klorida untuk mengubah resin tersebut menjadi bentuk klorida dengan memastikan pH cukup rendah (Reaksi 2); dan (3) mengganti  $\text{SO}_4^{2-}$  dengan  $\text{Cl}^-$  pada pH yang lebih rendah dari 9 (Reaksi 3).



Klorida akan dianalisis dengan metode Mohr (Kraemer and Stamm, 1924). Sulfat ditentukan melalui reaksi dengan  $\text{BaCl}_2$  berlebih untuk membentuk  $\text{BaSO}_4$  yang tak-larut;  $\text{BaCl}_2$  berlebih tersebut dititrasi kembali dengan EDTA menggunakan indikator black Eriochrome T (www.ofite.com, 2007). Untuk mengurangi kesalahan titik-akhir, sejumlah kecil  $\text{MgCl}_2$  ditambahkan pada larutan-larutan yang tidak mengandung  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Mg}^{2+}$ , sebab indikator tersebut lebih sensitif pada  $\text{Mg}^{2+}$ . Untuk larutan yang mengandung  $\text{Ca}^{2+}$  and  $\text{Mg}^{2+}$ , kesadahan totalnya (jumlah  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Mg}^{2+}$ ) ditentukan lebih dahulu, diikuti pengendapan  $\text{BaCl}_2$  dengan volum sample yang sama. Selanjutnya,  $\text{BaCl}_2$  yang berlebih tersebut akan dititrasi.

### 3. Hasil dan Pembahasan

Boari dkk. (1974) telah melaporkan koefisien selektifitas pertukaran  $\text{SO}_4^{2-}/\text{Cl}^-$  yang tinggi pada Relite MG 1 yang berbentuk gel. Bahan eksperimen ini tidak tersedia secara komersil, sehingga dipilihlah Relite MG1/P berpori untuk penyelidikan lanjutan dalam studi ini. Selain itu, Relite MG1/P mengandung gugus fungsional poliamina dan matriks poliakrilik yang serupa dengan Kastel A 102 (Montecatini Edison Co., Milan, Italia), yang telah digunakan secara sukses dalam pabrik desalinasi MSF dan RO untuk memisahkan sulfat dalam air laut (Zannoni dkk., 1991). Pengaruh parameter-parameter berikut diuji: pH, faktor konsentrasi air asin, dan laju alir.

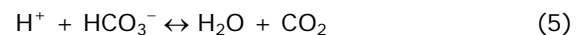
#### 3.1 pH

Bentuk basa bebas dari resin penukar anion digunakan untuk melakukan pemisahan sulfat

Nilai pH yang rendah akan mendukung proses IX tersebut karena konsentrasi  $\text{H}^+$  yang tinggi mencegah hidrolisis gugus fungsional poliamina, sesuai dengan reaksi berikut:



Hidrolisis akan menjadi lebih nyata saat alkalinitas bikarbonat dalam air umpan bertambah. Proton dari Reaksi (4) memungkinkan berlangsungnya reaksi dealkalinisasi.

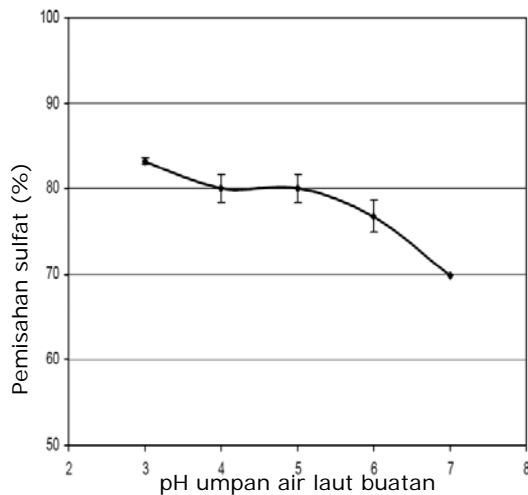


Reaksi hidrolisis poliamina terjadi hingga resin tersebut mencapai pH kesetimbangan dengan air. Hal ini akan mengurangi kapasitas pertukaran saat pemisahan sulfat terjadi.

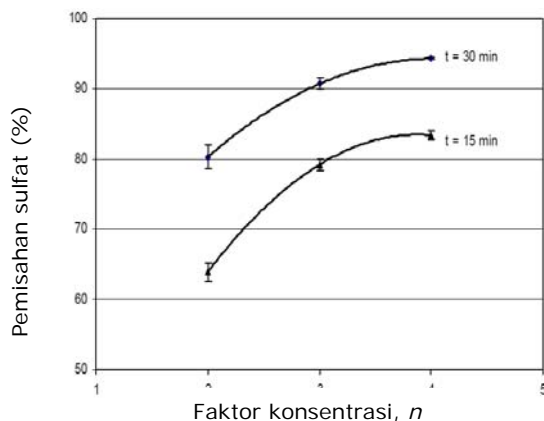
Untuk membalikkan reaksi hidrolisis tersebut (Reaksi 4) selama regenerasi, maka asam ditambahkan pada regenerantnya sehingga gugus terhidrolisis tersebut akan berubah menjadi klorida. Gambar 1 menunjukkan pengaruh pH pada tingkat pemisahan sulfat dalam air laut sintesis dengan faktor konsentrasi sebesar 2.

Tiap titik menyatakan rata-rata siklus pemisahan sulfat yang steady state. Penurunan pH air umpan telah mendukung pemisahan sulfat. Terlihat bahwa tingkat pemisahan sulfat tetap konstan dalam range pH 4–5, dan kemudian menurun secara drastis. Selanjutnya, kinerja resin terus menurun bahkan setelah tujuh siklus saat air laut sintesis pada pH 7 digunakan. Hasil-hasil ini sesuai dengan literatur. Pada air laut dengan

pH 7, ion-ion bikarbonat mengkonsumsi proton untuk memperoleh buffer dengan pH 5, yang mendukung hidrolisis poliamina (Reaksi 4). Oleh sebab itu, pengaturan pH air laut hingga 4–5 menjamin agar resin anion basa lemah tersebut tetap memiliki kapasitas pertukaran yang tinggi saat pemisahan sulfat.



**Gambar 1.** Pengaruh pH pada pemisahan sulfat air laut sintesis. Resin: Relite MG-1;  $F = 32$  l air/(l resin.jam);  $V_{ex}/V_r = 16$  l air/l resin;  $V_{reg} = V_{ex}/n$ ;  $n = 2$ ; pH regenerant = 4. Waktu pemakaian atau regenerasi = 30 menit. Simbol bar menyatakan  $\pm 1$  standar deviasi.



**Gambar 2.** Pengaruh faktor konsentrasi pada pemisahan sulfat air laut sintesis. Resin: Relite MG-1;  $V_{reg} = V_{ex}/n$ ; pH umpan air laut sintesis = 4–5; pH regenerant = 4. Waktu pemakaian dan regenerasi = 30 menit. Simbol bar menyatakan  $\pm 1$  standar deviasi.

### 3.2 Faktor Konsentrasi

Gambar 2 menunjukkan pengaruh faktor konsentrasi  $n$  (rasio konsentrasi air asin

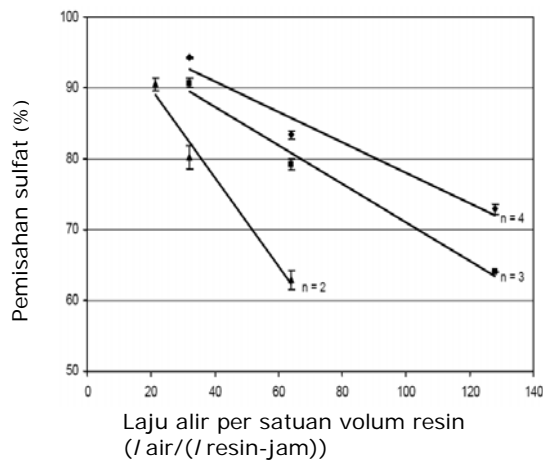
terhadap air umpan) pada pemisahan sulfat dalam air laut sintesis. Kenaikan  $n$  meningkatkan pemisahan sulfat karena memberikan manfaat ganda pada proses IX.  $N$  yang besar menunjukkan tingginya konsentrasi  $Cl^-$  dalam regenerannya, sehingga mengurangi kecenderungan resin terhadap  $SO_4^{2-}$  dan membantu proses regenerasi. Dengan pengaturan waktu yang sama saat pemakaian dan regenerasi, volum dan laju alir regenerant tersebut menjadi  $1/n$  dari volum dan laju alir saat proses pemakaian. Karena efisiensi regenerasi tergantung pada waktu kontak cairan-padatan tersebut, maka faktor konsentrasi yang tinggi menunjukkan laju alir regenerant yang rendah dan efisiensi regenerasi yang tinggi. Dengan alasan yang sama, penurunan  $n$  mengakibatkan pemisahan sulfat yang lebih buruk pada laju alir yang lebih tinggi (Gambar 2).

Dari sudut pandang praktis,  $n$  yang lebih tinggi menunjukkan lebih sedikitnya air laut yang harus diolah dan lebih sedikitnya biaya pretreatment per volum air yang diproduksi. Penggunaan  $n$  yang lebih tinggi memerlukan lebih banyak energi dalam proses distilasi. Oleh karena itu, pengaturan  $n$  yang tepat memerlukan optimisasi keseluruhan teknologi desalinasi tersebut.

### 3.3 Laju Alir Proses Pemakaian

Relite MG1/P merupakan pilihan ideal sebab mempunyai selektifitas tinggi terhadap  $SO_4^{2-}$  dalam air laut dan cenderung mengikat  $Cl^-$  pada konsentrasi larutan yang lebih tinggi. Karakteristik penting lainnya adalah kapasitas pertukaran yang tinggi dan laju pertukarannya yang cepat, menyerupai karakteristik Kastel A 102. Telah dilaporkan bahwa laju alir air laut dapat naik hingga 40 l air/jam untuk setiap liter resin, dengan penukar ion Kastel A 102 (Aveni dkk., 1975). Dengan proses pemakaian 30 menit dan volum spesifik 20 l air/lresin, derajat pemisahan sulfat yang tinggi dapat dicapai. Sebagaimana yang dibahas sebelumnya, regenerasi dan pemakaian dirangkaikan dengan menggunakan waktu proses yang sama. Laju alir pemakaian yang tinggi menunjukkan laju alir regenerant yang tinggi dan efisiensi regenerasi yang relatif rendah, sehingga memperburuk siklus berikutnya. Untuk memperoleh efisiensi regenerasi yang tinggi, 25–30% regenerant yang dipakai terakhir digunakan sebagai fraksi pertama pada regenerasi berikutnya. Fixed-bed IX dioperasikan secara countercurrent, aliran regenerasi dari bawah dengan aliran

pemakaian dari atas digunakan sehingga penggunaan regenerantnya dapat efisien.



**Gambar 3.** Pemisahan sulfat versus laju alir pada berbagai faktor konsentrasi. Resin: Relite MG-1/P;  $V_{ex}/V_r = 16$  l air/l resin;  $V_{reg} = V_{ex}/n$ . pH regenerant = 4. Simbol bar menyatakan  $\pm 1$  standar deviasi.

Kenaikan laju alir tersebut pada prakteknya bermanfaat jika derajat pemisahan sulfat yang tinggi tidak diperlukan. Laju alir yang tinggi memperkecil ukuran peralatan dan kuantitas resin, sehingga biaya modal berkurang. Gambar 3 menunjukkan tingkat pemisahan sulfat dalam berbagai waktu pemakaian dan faktor konsentrasi. Volume spesifik air yang diolah yaitu 16 l air/ l resin. Waktu IX proses desalinasi dengan nilai  $n$  sebesar 3 dan 4 adalah 7.5, 15, dan 30 menit. Untuk memperoleh tingkat pemisahan sulfat yang tinggi dengan faktor konsentrasi 2, IX dioperasikan pada laju alir yang lebih rendah, artinya waktu IX dan regenerasi menjadi lebih lama yaitu 15, 30, dan 45 menit. Gambar 3 menunjukkan hubungan linear terbalik pemisahan sulfat dengan laju alir untuk nilai  $n$  2–4. Garis linear dengan nilai  $n$  yang lebih kecil mempunyai nilai slope yang lebih kecil, artinya tingkat pemisahan sulfat

tersebut menurun lebih drastis pada laju alir tinggi dan faktor konsentrasi  $n$  yang lebih rendah. Perbedaan dalam pemisahan sulfat akibat berubahnya faktor konsentrasi akan menjadi lebih kecil pada laju alir yang lebih rendah. Laju alir yang tinggi mendukung faktor konsentrasi yang tinggi; faktor konsentrasi yang rendah memerlukan laju alir yang rendah sehingga pemisahan sulfat yang diperlukan tercapai. Untuk  $n$  yang disajikan, hubungan linear tersebut membantu penentuan laju alir atau waktu yang diperlukan IX untuk mencapai derajat pemisahan sulfat yang diinginkan. Hubungan faktor konsentrasi dan laju alir tersebut harus diperhatikan saat mengoptimalkan IX dan proses distilasi dari sudut pandang ekonomi.

Karena kelarutan  $CaSO_4$  berkurang saat temperatur naik, maka diperlukan derajat pemisahan sulfat yang tinggi saat air laut diumpankan ke evaporator yang beroperasi pada temperatur tinggi. Faktor konsentrasi yang tinggi, yang menuntun pada tingginya  $Ca^{2+}$  and  $SO_4^{2-}$ , juga dapat mengendapkan  $CaSO_4$ . Oleh sebab itu, tingkat pemisahan sulfat yang diperlukan untuk mencegah pembentukan  $CaSO_4$  pada heat exchanger tergantung pada temperatur operasi dan faktor konsentrasi. Tabel 3 menunjukkan konsentrasi  $SO_4^{2-}$  maksimum yang boleh diumpankan ke evaporator atau pemisahan sulfat minimum yang diperlukan untuk mencegah pembentukan  $CaSO_4$  untuk temperatur maksimum air asin dan faktor konsentrasi yang disajikan. Data tersebut diperoleh melalui hubungan dan ekstrapolasi data yang dipublikasi oleh Zannoni dkk. (1987). Pemisahan sulfat tidak diperlukan pada temperatur dibawah  $120^\circ C$  dan faktor konsentrasi 2, yang merupakan parameter-

**Tabel 2.** Batas kelarutan kalsium sulfat hemihidrat- $CaSO_4 \cdot 1/2 H_2O$  (mg  $SO_4/l$ )

| T maksimum air asin( $^\circ C$ ) | Konsentrasi maksimum air umpan dari $CaSO_4 \cdot 1/2 H_2O$ (mg $SO_4/l$ ) |      |      |      |      |     | Pemisahan sulfat minimum* (%) |    |     |    |     |    |
|-----------------------------------|--|------|------|------|------|-----|-------------------------------|----|-----|----|-----|----|
|                                   | Faktor konsentrasi   |      |      |      |      |     | Faktor konsentrasi            |    |     |    |     |    |
|                                   | 1  | 2    | 2.5  | 3    | 3.5  | 4   | 1                             | 2  | 2.5 | 3  | 3.5 | 4  |
| 120                               | 6197   | 2979 | 2160 | 1494 | 1058 | 743 | 0                             | 0  | 20  | 45 | 61  | 73 |
| 130                               | 4166   | 1999 | 1450 | 1004 | 711  | 500 | 0                             | 26 | 46  | 63 | 74  | 82 |
| 140                               | 2801   | 1368 | 992  | 674  | 478  | 336 | 0                             | 49 | 63  | 75 | 82  | 88 |
| 150                               | 1883   | 938  | 680  | 453  | 322  | 226 | 30                            | 65 | 75  | 83 | 88  | 92 |
| 160                               | 1266   | 643  | 466  | 304  | 216  | 152 | 53                            | 76 | 83  | 89 | 92  | 94 |
| 170                               | 851  | 440  | 319  | 204  | 145  | 102 | 68                            | 84 | 88  | 92 | 95  | 96 |
| 180                               | 572  | 302  | 219  | 137  | 98   | 69  | 78                            | 89 | 92  | 95 | 96  | 97 |

\* Berdasarkan kandungan sulfat dalam air laut: 2700 ppm

**Table 3.** Evaluasi biaya unit desulfasi yang menggunakan Relite MG 1/P dengan faktor konsentrasi  $i$  sebesar 26 kali biaya peralatan

| Biaya Pretreatment |  | Temperatur maksimum air asin (°C) |        |        |        |        |
|--------------------|--|-----------------------------------|--------|--------|--------|--------|
|                    |  | 140                               | 150    | 160    | 170    | 180    |
| Biaya modal        | Biaya Resin (\$)                                       | 44,100                            | 63,000 | 94,500 | 133,20 | 189,00 |
|                    | Fixed capital investment (\$)                          | 270,60                            | 315,30 | 404,80 | 495,60 | 640,66 |
|                    | Jumlah biaya modal (\$)                                | 314,70                            | 378,30 | 499,30 | 628,80 | 829,66 |
|                    | Masa amortisasi (tahun)                                | 30                                | 30     | 30     | 30     | 30     |
|                    | Bunga (%)  | 5                                 | 5      | 5      | 5      | 5      |
|                    | Biaya modal (\$/kgal air yang diproduksi)              | 0.068                             | 0.081  | 0.107  | 0.135  | 0.178  |
| Biaya operasi      | Pergantian resin                                       | 0.06                              | 0.06   | 0.06   | 0.06   | 0.06   |
|                    | Pengolahan asam (\$/kgal air yang diproduksi)          | 0.05                              | 0.05   | 0.05   | 0.05   | 0.05   |
|                    | Listrik (\$/kgal air yang diproduksi)                  | 0.038                             | 0.038  | 0.038  | 0.038  | 0.038  |
|                    | Tenaga kerja (\$/kgal air yang diproduksi)             | 0.03                              | 0.03   | 0.03   | 0.03   | 0.03   |
|                    | Total biaya operasi (\$/kgal air yang diproduksi)      | 0.178                             | 0.178  | 0.178  | 0.178  | 0.178  |
|                    | Total biaya pretreatment (\$/kgal air yang diproduksi) | 0.246                             | 0.259  | 0.295  | 0.313  | 0.356  |

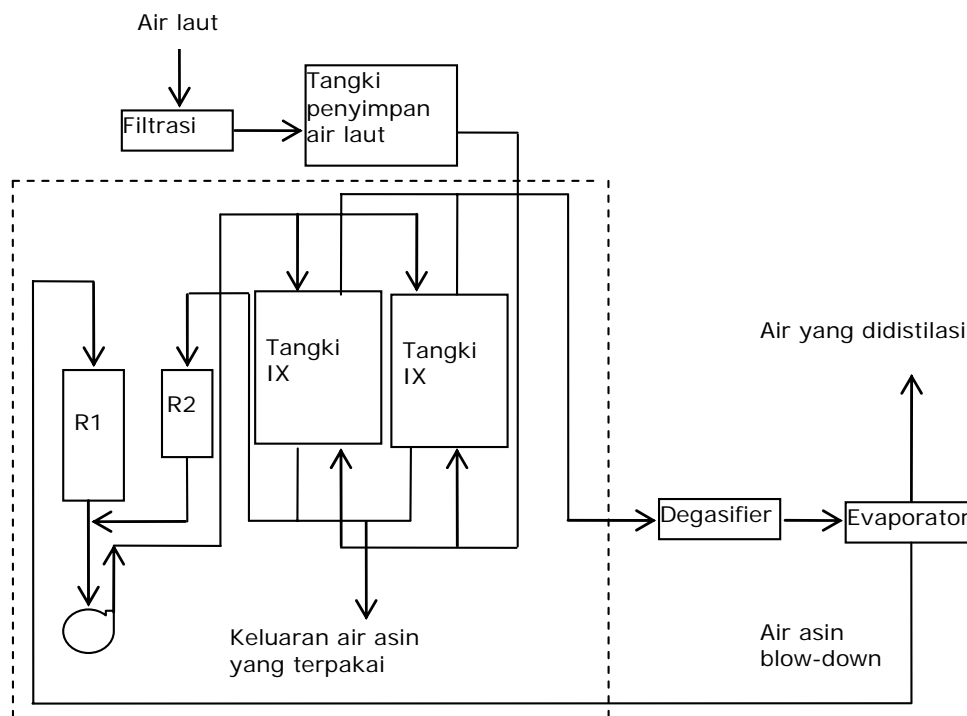
Konsumsi energi : 0.1 kWh/m<sup>3</sup>

Biaya listrik : \$0.10/kWh

parameter yang digunakan pada pabrik desalinasi MSF. Untuk temperatur di atas 120°C atau saat nilai  $n$  di atas 2, pemisahan sulfat diperlukan untuk mencegah terjadinya pengotoran CaSO<sub>4</sub>.

Untuk air yang diproduksi secara tetap, jum-

lah air laut yang diolah hanya tergantung pada nilai  $n$ . Tetapi, jumlah resin dan ukuran peralatan DESULF tergantung pada  $n$  dan temperatur evaporator.  $N$  atau temperatur yang lebih rendah memerlukan pemisahan sulfat yang lebih sedikit, yang secara tidak langsung berarti resin yang lebih sedikit dan

**Gambar 4.** Flow sheet unit DESULF. Catatan: R1, R2 = Tangki regenerant.

peralatan yang lebih kecil.  $N$  yang lebih besar memerlukan umpan air laut yang lebih sedikit ke unit DESULF per volum air yang diproduksi dan menghasilkan volum regenerant yang lebih sedikit; maka laju alir yang lebih tinggi dapat digunakan dalam proses DESULF untuk mengurangi jumlah resin dan ukuran peralatan tersebut.

Berdasarkan parameter yang telah dibahas, keseluruhan flow sheet DESULF tampak pada Gambar 4. Untuk mencegah pembentukan kalsium sulfat dalam heat exchanger yang beroperasi pada 180°C, Tabel 2 menunjukkan bahwa 90%, 95%, dan 97% sulfat air laut seharusnya dipisahkan dengan faktor konsentrasi 2, 3, dan 4. Gambar 3 menunjukkan bahwa penurunan laju alir cairan atau kenaikan faktor konsentrasi menaikkan pemisahan sulfat, maka memungkinkan evaporator beroperasi pada 180°C. Agar konsisten dengan sistem desalinasi MVC bertemperatur tinggi (Lara-Ruiz dkk., *in press*), faktor konsentrasinya tetap konstan (yaitu 2) dengan range temperatur dari 140°C hingga 180°C. Tabel 3 menunjukkan biaya pabrik desalinasi dengan kapasitas produksi 1 juta galon per hari. Biaya pretreatment DESULF meliputi resin (Relite MG1/P, \$180/ft<sup>3</sup>) dan peralatan yang perlu, seperti ditunjukkan dalam garis putus-putus dalam Gambar 4.

Jumlah resin yang diperlukan dan ukuran peralatannya diperkirakan dari data pemisahan sulfat dalam Gambar 3. Dengan cara yang sama, biaya pretreatment dengan faktor konsentrasi 3 dan 4 dapat dinilai dengan metode yang sama. Biaya peralatan dinilai dengan ASPEN ICARUS. Walaupun frekuensi siklusnya tinggi, konsumsi resin tersebut berkisar 15% per tahun akibat goncangan osmotik yang kecil dan variasi volum yang rendah selama langkah pemakaian dan regenerasi (De Maio, 1983). Biaya modal tersebut bervariasi dari \$0.068 hingga \$0.178/kgalon, sedangkan biaya operasinya tetap sama sebesar \$0.178/kgalon dengan temperatur berubah dari 140°C hingga 180°C. Biaya pretreatment totalnya, jumlah biaya modal dan biaya operasi, berkisar dari \$0.246 hingga \$0.356/kgalon air yang diproduksi. Karena pergantian resin membutuhkan 50% biaya operasi, suatu resin penukar anion basa lemah yang murah, A454G (Mitsubishi, yang diproduksi di Cina, \$120/ft<sup>3</sup>) dapat menggantikan Relite MG1/P. Biaya produksi desalinasi air laut yang diperkirakan dengan MVC bertemperatur tinggi yang baru tersebut [1] sebesar \$1.44 dan \$1.86/kgalon

masing-masing di Timur Tengah dan Amerika Serikat. Oleh sebab itu, biaya pretreatment DESULF tersebut adalah sekitar 20% biaya produksi total. Ekonomi MVC bertemperatur tinggi yang baru tersebut menarik dibandingkan dengan teknologi desalinasi air laut MSF yang tradisional (\$2.92–5.95/kgalon) dan RO (\$2.42–8.98/kgalon) (Ebensperger dan Isley, 2005) tergantung pada kapasitasnya.

#### 4. Kesimpulan

Studi laboratorium menunjukkan bahwa sulfat dapat dipisahkan dari air laut yang diasamkan pada pH 4–5 dengan memakai resin penukar anion basa lemah. Resin tersebut diregenerasi dengan menggunakan air asin *blowdown* yang dipekatkan pada pH 4. Hal ini akan menghemat biaya regenerant. Faktor konsentrasinya mempengaruhi pemisahan sulfat pada laju alir yang lebih tinggi. Untuk faktor konsentrasi yang tetap, tiap temperatur maksimum air asin memerlukan tingkat pemisahan sulfat yang berbeda, dan dicapai dengan mengatur laju alir umpan. Laju alir tersebut menentukan jumlah resin yang diperlukan dan ukuran peralatan. Penilaian ekonomi pada berbagai temperatur maksimum air asin dilakukan pada faktor konsentrasi sebesar 2. Pada pabrik desalinasi dengan produksi 1 juta galon per hari, biaya pretreatment DESULF berkisar \$0.246 hingga \$0.356/kgalon air yang diproduksi dengan temperatur maksimumnya berubah dari 140°C hingga 180°C. Proses DESULF tersebut akan memungkinkan penghematan yang cukup besar pada sistem distilasi yang menaikkan suhu operasi, mempertahankan koefisien perpindahan panas yang tinggi, dan mengurangi ukuran kompresor.

#### Daftar Simbol

|                     |   |
|---------------------|---|
| $F$                 | – laju alir spesifik, //jam   |
| meq                 | – milliequivalent   |
| $n$                 | – faktor konsentrasi antara air asin yang dikeluarkan dan air umpan pabrik desalinasi, $(\text{kg}/\text{m}^3)_{\text{out}}/(\text{kg}/\text{m}^3)_{\text{in}}$ |
| $T$                 | – temperatur, °C  |
| $V_{\text{ex}}$     | – volum air yang dioleh, /  |
| $V_{\text{reg}}$    | – volum regenerant, /   |
| $V_r$               | – volum bed resin, /  |
| $V_{\text{ex}}/V_r$ | – volum spesifik air yang diolah, / air// resin   |

#### Subscript

|     |              |
|-----|--------------|
| ex  | – pemakaian  |
| reg | – regenerasi |

## Daftar Pustaka

- Al-Bakeri, F., El Hares, H. (1993) Experimental optimization of sponge ball cleaning system operation in Umm Al Nar MSF desalination plants, *Desalination*, 94, 133–150.
- Al-Sofi, M. A. K., Hassan, A. M., Hamad, O. A., Mustafa, G. M., Dalvi, A. G. I., Kither, M. N. M. (1999) Means and merits of higher temperature operation in dual-purpose plants, *Desalination*, 125, 213–222.
- Amjad, Z. (1996) Scale inhibition in desalination applications: an overview in corrosion 96, *The NACE International Annual Conference and Exposition*. NACE-96-230.
- Aveni, A., Boari, G., Liberti, L., Santori, M., Monopoli, B. (1975) Sulphate removal and dealkalization on weak resins of the feed water for evaporation desalting plants, *Desalination*, 16, 135–149.
- Barba, D., Di Giacomo, G., Evangelista F., Tagliaferri G. (1982) High temperature distillation process with seawater feed decalcification pretreatment, *Desalination*, 40, 347–355.
- Boari, G., (1974) *U.S. Patent No. 2,842,002*.
- Boari, G., Liberti, L., Merli, C., Passino, R. (1974) Exchange equilibria on anion resins, *Desalination*, 15, 145–166.
- Butt, F., Rahman, F., Al-Abdallah, A., Al-Zahrani, H., Maadhah, A., Amin, M. (1985) Field trials of hybrid acid-additive treatment for control of scale in MSF plants, *Desalination*, 54, 307–320.
- Conti, A., Pascali, R. (1985) *Fundamentals and applications of ion exchange*, Edited by Liberti, L. and Millar, J. R., p.75–80.
- De Maio, A., Odone, G., Palmisano, E., Zannoni, R. (1979) An advanced method for seawater chemical treatment in MSFD plants, *Desalination*, 31, 321–331.
- De Maio, A., Zannoni, R., Ronzoni, A., Boari, G., Liberti, L., Santori, M. (1983) Results of four years of operation at high temperature (150°C) of Bari's desalination plant, *Desalination*, 45, 197–207.
- Ebensperger, U., Isley, P. (2005) Water policy working paper 2005-008. Accessed [http://www.h2opolicycenter.org/pdf\\_documents/water\\_workingpapers/2005-008.pdf](http://www.h2opolicycenter.org/pdf_documents/water_workingpapers/2005-008.pdf), on April, 2007.
- Harland, C.E. (1994) *Ion Exchange: Theory and practice*. The Royal Society of Chemistry.
- Hassan, A. M., Al-Sofi, M. A. K, Al-Amoudi, A. S., Jamaluddin, A. T. M, Farooque, A. M., Rowaili, A., Dalvi, A. G. I, Kither, N. M., Mustafa, G. M., Al-Tisan, I. A. R. (1998) A new approach to membrane and thermal seawater desalination processes using nanofiltration membranes (Part 1), *Desalination*, 118, 35–51.
- Khan, A. H. (1986) *Desalination processes and multistage flash distillation practice*. Elsevier. Amsterdam.
- Kraemer, E.O. Stamm, A. J. (1924) A new method for the determination of the distribution of size of particles in emulsions, *Journal of American Chemical Society*, 46, 2709–2718.
- Lara-Ruiz, J., Noyes, G., Holtzaple, M. T., An investigation of high operating temperatures in Mechanical Vapor-Compression, *Desalination*, in press.
- Sulfate ion – quantitative determination, OFI Testing Equipment – 145-00 Instructions – Filtrate Analysis Test Kit. Accessed on line on April, 2007, <http://www.ofite.com/instructions/14500%20Filtrate%20Analysis%20Test%20Kit%20ISO.pdf>
- Zannoni, R., Bonacini, A., Micale, G., Boari, G., Terranova, V., Giudice (1991) Seawater desulphation pretreatment for 14400 m<sup>3</sup>/day MSF desalination unit at gela petrochemical plant, *Desalination*, 82, 315–335.
- Zannoni, R., Resini, I., Liberti, L., Santori, M., Boari, G. (1987) Desulphation pretreatment for 138°C (280°F) operation: performance test of a 1 MGD plant at Doha East (Kuwait) power station, *Desalination*, 66, 431–442.