

“ANALISA PERFORMANSE DESALINATION TYPE MSF- OT (MULTI STAGE FLASH-ONCE TROUGH) PADA LOAD SET 80% DI PLTGU MUARA TAWAR”

Sulis Yulianto,ST,MT¹,.Arggo Gianto²

Lecture¹,College student²,Departement of machine, Faculty of Engineering, University Muhammadiyah Jakarta, Jalan Cempaka Putih Tengah 27 Jakarta Pusat 10510, Tlp 021-4244016,4256024, email : Sulis.Yulianto@yahoo.com

ABSTRAK

Analisa Performance Desaliantion Type MSF-Once Through pada load set 80% di PLTGU Muara Tawar adalah analisa yang membahas unjuk kerja dari Desaliantion Type MSF-Once Through pada load set 80% di PLTGU Muara Tawar dengan menghitung perpindahan panas di Brine Heater dan Condenser, dimana perhitungannya mencakup perhitungan heat balance, luas perpindahan panas ,lebar stage, panjang stage,performance ratio,dan spesifik ratio pada perhitungan teori. Menghitung konsumsi uap untuk brine heater dan ejector, menghitung produksi air destilate dan performance ratio pada perhitungan performance test selama 60 menit.Setelah menghitung perpindahan panas yang terjadi ,selanjutnya menganalisa hasil dari perhitungan tersebut.Dimana hasil perhitungan teory dan perhitungan performance test selama 60 menit yang telah dilakukan tersebut dianalisa dan dibandingkan dengan data – data yang ada di spesifikasi unit Desaliantion Type MSF-Once Through, apakah sesuai atau tidak.kemudian menarik kesimpulan dari perbandingan tersebut.

Kata Kunci :Desalination Type MSF-Once, Perancangan, PLTGU Muara Tawar

1.PENDAHULUAN

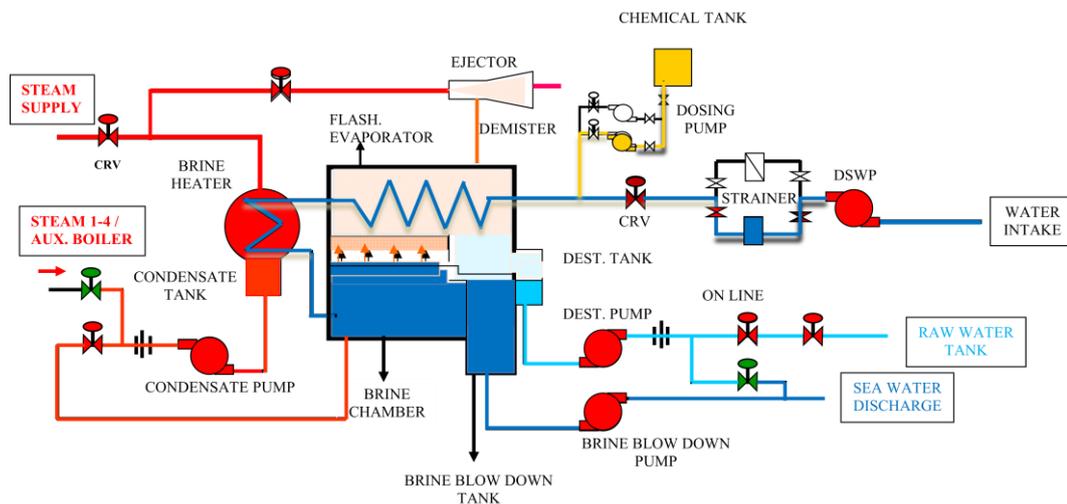
Pengoperasian Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) maupun Pembangkit Tenaga Gas dan Uap (PLTGU) sangat tergantung pada ketersediaan air sebagai bahan baku utama dalam memproduksi steam. Air yang berfungsi sebagai bahan baku utama yang akan dipanaskan pada boiler pada PLTU maupun pada Heat Recovery Steam Generation (HRSG) pada PLTGU yang kemudian akan menghasilkan uap bertekanan. Uap bertekanan ini yang merupakan penggerak utama dari steam Turbine.PLTGU Muara Tawar terdiri dari 2 blok yang berkapasitas total 1050 MW yaitu pada blok 1 terdiri dari 3 unit Gas Turbine yang dilengkapi dengan 3 unit HRSG dan 1 unit Steam turbine yang dapat beroperasi secara Open Cycle dan Combine Cycle dengan menggunakan HRSG yang memanfaatkan gas buang dari gas turbine yang digunakan untuk memanaskan air dan menghasilkan uap bertekanan yang akan menggerakkan steam turbine dengan kapasitas total untuk blok 1 adalah 600 MW. Blok 2 terdiri dari 2 unit Gas Turbine yang hanya dapat beroperasi secara Open Cycle. Pada pengoperasian secara combine cycle HRSG digunakan untuk memproduksi uap bertekanan. Pada HRSG energi panas diperoleh dari gas buang hasil pembakaran Gas Turbine yang memanaskan air didalam drum baik High pressure drum maupun low pressure drum. Hasil pemanasan inilah yang menghasilkan uap bertekanan yang dialirkan ke unit Steam turbine untuk memutar turbin uap. Proses ini akan mengakibatkan air mengalami suatu siklus perubahan fase dari air-uap-air dan melalui

banyak peralatan seperti pipa-pipa, katup isolasi, katup kontrol dan banyak peralatan lain yang memungkinkan terjadinya kehilangan massa melalui kebocoran uap maupun air. Agar jumlah energi listrik yang dihasilkan tidak menurun maka jumlah massa air yang ada pada siklus ini diharapkan juga tidak menurun. Hal ini dapat dipertahankan dengan mengganti kehilangan air dengan air penambah. Tidak semua air bisa digunakan sebagai air penambah, untuk dapat digunakan sebagai air penambah air harus mempunyai kualitas tertentu sehingga harus dilakukan pengolahan air untuk memenuhi kebutuhan air penambah. Pada instalasi pengolahan air diperlukan sumber air baku sebagai bahan bakunya. Selain digunakan untuk menjaga kelangsungan beroperasinya HRSG dan Steam turbine, air juga digunakan untuk keperluan lain seperti air yang digunakan untuk hydrant pemadam kebakaran dan keperluan sehari-hari lainnya. Maka diperlukan sumber air baku yang digunakan untuk memenuhi semua kebutuhan diatas. Sumber air baku secara umum dapat diperoleh dari air sungai, maupun air laut. Hal ini tergantung dari faktor geografis dari unit pembangkit, untuk PLTGU muara tawar sumber air baku diperoleh dari air laut, selain karena perencanaan pemilihan lokasi PLTGU yang biasanya dekat dengan laut dengan pertimbangan air laut digunakan untuk air pendingin juga digunakan sebagai sumber air baku yang ketersediaannya tak terbatas. Untuk memperoleh air baku dari air laut maka diperlukan pengolahan air. Air laut yang banyak mengandung banyak mineral dan garam bersifat korosif sehingga diperlukan pengolahan terlebih dahulu untuk menghilangkan kandungan garam dan mineral menjadi air baku. Salah satu cara pengolahan air laut menjadi air baku yaitu dengan Desalination Plant.

2. METODA EKSPERIMEN DAN FASILITAS YANG DIGUNAKAN

2.1. Data – Data Analisa *Performance Desalination*

Dibawah ini adalah gambar skema unit *DESALINATION PLANT TYPE MSF –OT* yang akan di analisa unjuk kerjanya.



Gambar 2.1. Skema Unit Desalination type MSF-OT

2.1. Menghitung Keseimbangan Energi di *Brine Heater*

2.1.1. Menghitung Temperatur Drop Di Tiap Stage

Sebelum kita menghitung energi *balance* di *Brine Heater* kita harus menghitung temperatur drop di tiap stage dengan menggunakan persamaan 2.6 sebagai berikut:

$$\Delta T = \frac{(T_o - T_n)}{n}$$

$$\Delta T = \frac{(102,76 - 38)}{20}$$

$$= 3,238^{\circ}\text{C}$$

Setelah mengetahui data temperatur drop diatas maka temperatur stage 1 dan 2 dapat diketahui dengan persamaan 2.7 dan 2.8 sebagai berikut:

maka temperatur stage 1 dan temepratur stage 2 dapat dihitung sebagai berikut:

$$T_1 = T_0 - \Delta T \quad T_2 = T_1 - \Delta T$$

$$= 102,76 - 3,238 = 99,522 - 3,238$$

$$= 99,522^{\circ}\text{C} = 96,284^{\circ}\text{C}$$

Jadi temperatur brine yang meninggalkan stage 1 dan 2 dapat dihitung sebagai berikut:

$$t_1 = T_{\text{swin}} - n \Delta T \quad t_2 = t_1 - \Delta T$$

$$= 30 + 20 - 3,238 = 94,76 - 3,238$$

$$= 94,76^{\circ}\text{C} = 91,522^{\circ}\text{C}$$

2.1.2. Menghitung Laju Aliran Destilate

laju aliran massa air destilate sebagai berikut: 1000 ton/hari = 1000000 kg/hari

$$M_d = 11,57407407 \text{ kg/s}$$

$$M_d = \frac{80}{100} \times 11,57407407 = 9,259259259 \text{ kg/s}$$

$$= 33333,33 \text{ kg/h}$$

2.1.3. Menghitung Temperature Rata- Rata Air Destilate (T_{av}) dan Entalphy Rata-Rata (λ_{av})

Temperature rata- rata air destilate (T_{av}) dan Entalphy rata- rata (λ_{av}) dapat dihitung dengan persamaan 3.5 sebagai berikut:

$$T_{av} = \frac{(T_o + T_n)}{2}$$

$$T_{av} = (T_o + T_n)/2$$

$$= (102,76 + 38)/2$$

$$= 70,38^{\circ}\text{C}$$

Setelah mengetahui temperatur rata- rata air destilate yaitu sebesar 70,38°C, maka nilai Entalphi rata- rata dapat diketahui dengan melihat tabel 4.1 dibawah ini.

Tabel 2.1. Tabel Uap Jenuh

Temperatur (°C)	Entalphi (kJ/kg)
70	2334,0
70,5	2332,7

Dengan metode interpolasi

$$= 2334 - \left(\frac{70,38 - 70}{70,5 - 70} \right) (2334,0 - 2332,7)$$

$$= 2334 - \left(\frac{0,38}{0,5} \right) 1,3$$

$$= 2334 - 0,988$$

$$= 2333,012 \text{ kJ/kg}$$

$$= 2333012 \text{ J/kg}$$

2.1.4. Menghitung Spesifik Ratio Panas Sensibel dan Panas Laten

$$y = \frac{C_p \Delta T}{\lambda_{av}}$$
$$= \frac{4,208 \cdot 3,238}{2333,012}$$
$$= 5,840306008 \cdot 10^{-3}$$

Maka laju aliran massa air laut didapat dihitung dengan persamaan 3.8 sebagai berikut:

$$M_f = \frac{M_d}{1 - (1 - y)^n}$$
$$= \frac{9,259259259}{1 - (1 - 5,840306008 \cdot 10^{-3})^{20}}$$
$$= \frac{9,259259259}{1 - (0,994159694)^{20}}$$
$$= \frac{9,259259259}{1 - 0,889453059}$$
$$= \frac{9,259259259}{0,110546941}$$
$$= 83,75862032 \text{ kg/s}$$
$$= 301531,0332 \text{ kg/h}$$

2.1.5. Menghitung Laju Aliran Brine Blow Down

$$M_b = M_f - M_d$$
$$= 83,75862032 \text{ kg/s} - 9,259259259 \text{ kg/s}$$
$$= 74,49936106 \text{ kg/s}$$
$$= 268197,6998 \text{ kg/h}$$

2.1.6. Mencari Nilai Spesifik Heat Dari Uap Dan Air Laut

1. Menghitung Nilai Spesifik Heat Uap

$$T_{ru} = \frac{T_{u_{in}} + T_{u_{out}}}{2}$$
$$= \frac{109,1 + 70}{2}$$
$$= 89,55^\circ\text{C}$$

Dengan metode interpolasi maka nilai Spesifik Heat (C_p) dapat dicari dengan melihat Sifat zat cair jenuh diatas sebagai berikut:

$$C_p = 4,199 - \left(\frac{89,55 - 87,78}{93,33 - 87,78} \right) \cdot (4,199 - 4,204)$$
$$= 4,199 - \left(\frac{1,77}{5,55} \right) \cdot (-5 \cdot 10^{-3})$$
$$= 4,199 - (-0,001594595)$$
$$= 4,200 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

2. Menghitung Nilai Spesifik Heat Air Laut

$$T_{rsw} = \frac{T_{sw_{in}} + T_{sw_{out}}}{2}$$
$$= \frac{92 + 102,76}{2}$$

$$= 97.38^{\circ}\text{C}$$

Dari tabel 4.2 untuk $T_{\text{rsw}} 97,38^{\circ}\text{C}$, dengan metode interpolasi maka kita mendapat *Specific Heat* (C_p) untuk fluida dingin sebagai berikut:

$$\begin{aligned} C_p &= 4.204 - \left(\frac{97.38 - 93.33}{104.4 - 93.33} \right) \cdot (4.204 - 4.216) \\ &= 4.204 - \left(\frac{4.05}{11.07} \right) \cdot (-0.012) \\ &= 4.204 - (-0.004390243902) \\ &= 4.208 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

2.1.7. Mencari Laju Aliran Uap

Dengan metode interpolasi maka enthalpy uap pada temperatur $89,55^{\circ}\text{C}$ adalah:

$$\begin{aligned} &= 2284,5 - \left(\frac{89,55 - 89,5}{90 - 89,5} \right) (2284,5 - 2283,2) \\ &= 2284,5 - \left(\frac{0,05}{0,5} \right) 1,3 \\ &= 2284,5 - 0,13 \\ &= 2284,37 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

jadi laju aliran uap dapat dihitung dengan rumus persamaan 4.3, sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_s &= \frac{M_f \cdot C_p (T_0 - t_1)}{\lambda_s} \\ M_s &= \frac{83,75862032 \cdot 4,208 (102,76 - 94,76)}{2284,37} \\ M_s &= \frac{2819,650194}{2284,37} \\ M_s &= 1,234322896 \text{ kg/s} \\ M_s &= 4443,562426 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

2.1.8. Menghitung LMTD Brine Heater

$$\begin{aligned} \text{LMTD}_b &= \frac{(t_1 - T_0)}{\ln \left(\frac{T_s - T_0}{T_s - t_1} \right)} \\ \text{LMTD}_b &= \frac{(94,76 - 102,76)}{\ln \left(\frac{109,1 - 102,76}{109,1 - 94,76} \right)} \\ \text{LMTD}_b &= \frac{-8}{\ln \left(\frac{63,4}{14,34} \right)} \\ \text{LMTD}_b &= \frac{-8}{\ln(0,4421199442)} \\ \text{LMTD}_b &= \frac{-8}{-0,8161740667} \\ \text{LMTD}_b &= 9,801830671^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

2.1.9. Menghitung Overall Heat Transfer Coefficient Brine Heater

Overall Heat Transfer Coefficient *Brine Heater* dapat dihitung dengan rumus persamaan 4.7, sebagai berikut:

$$U_b = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} \cdot T_s + 1,5971 \cdot 10^{-5} (T_s)^2 + 1,9918 \cdot 10^{-7} (T_s)^3$$

maka overall heat transfer coefficient adalah:

$$U_b = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} \cdot T_s + 1,5971 \cdot 10^{-5} (T_s)^2 + 1,9918 \cdot 10^{-7} (T_s)^3$$

$$U_b = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} \cdot 109,1 + 1,5971 \cdot 10^{-5} (109,1)^2 + 1,9918 \cdot 10^{-7} (109,1)^3$$

$$U_b = 2,001363232 \text{ KW/m}^2\text{°C}$$

$$U_b = 2001,363232 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

2.1.10. Menghitung Luas Perpindahan Panas Brine Heater

$$A_b = \frac{M_s \cdot \lambda_s}{U_b \cdot \text{LMTD}_b}$$

$$A_b = \frac{1,234322896 \cdot 2284,37}{2,001363232 \cdot 9,801830671}$$

$$A_b = 143,7348634 \text{ m}^2$$

2.1.11. Menghitung Luas area Perpindahan Panas di Condenser

Luas area perpindahan panas di *Condenser* (A_c) untuk semua stage adalah sama, sehingga perhitungan luas area *stage* pertama digunakan untuk memperoleh luas area perpindahan panas di *condenser*. Dalam menghitung luas area *stage* pertama diperlukan beberapa perhitungan diantaranya : temperature uap di *stage* pertama (T_{v1}), temperatur rata-rata logaritmik di *condenser* (LMTD_c), dan overall Heat Transfer Coefisient di *condenser* (U_c).

2.1.12. Menghitung Temperatur condensasi uap di Stage Pertama

2.1.12.1 Menghitung Nilai BPE (boiling point elevation)

Menghitung nilai BPE (boiling point elevation) dapat menggunakan rumus persamaan 5.2 sebagai berikut:

$$\text{BPE} = X_1 (B + (X_1)(C)) 10^{-3}$$

Dimana:

X_1 = konsentrasi garam dalam aliran *brine* yang meninggalkan *stage* pertama

B = faktor konstanta B dalam BPE

$$= (6,71 + 6,34 \cdot 10^{-2} (T_1) + 9,74 \cdot 10^{-5} (T_1)^2) 10^{-3}$$

C = faktor konstanta C dalam dalam BPE

$$= (22,238 + 9,59 \cdot 10^{-3} (T_1) + 9,42 \cdot 10^{-5} (T_1)^2) 10^{-8}$$

1. Menghitung Jumlah Air destilate Yang Terbentuk Di Stage Pertama (D_1)

maka nilai D_1 adalah:

$$D_1 = y \cdot M_f$$

$$D_1 = 5,480306008 \cdot 10^{-3} \cdot 83,75862032$$

$$D_1 = 0,4891759735 \text{ kg/s}$$

2. Menghitung Laju Aliran Brine Yang Meninggalkan Stage 1 (B_1)

$$B_1 = M_f - D_1$$

$$B_1 = 83,75862032 - 0,4891759735$$

$$B_1 = 83,26944435 \text{ kg/s}$$

3. Menghitung Konsentrasi Garam Dalam Aliran Brine Yang Meninggalkan Stage Pertama (X_1).

$$X_1 = \frac{M_f \cdot X_f}{B_i}$$

$$X_1 = \frac{83,75862032 \cdot 43000}{104,0868054}$$

$$X_1 = 43252,60847 \text{ ppm}$$

4. Menghitung Salinity Brine Blowdown (X_b)

$$X_b = \frac{M_f \cdot X_f}{(M_f - M_d)}$$

$$X_b = \frac{83,75862032 \cdot 43000}{(83,75862032 - 9,259259259)}$$

$$X_b = \frac{3601620,674}{93,12420133}$$

$$X_b = 38675,45302 \text{ ppm}$$

5. Faktor Konstanta B Dalam BPE

$$B = (6,71 + 6,34 \cdot 10^{-2}(T_1) + 9,74 \cdot 10^{-5}(T_1)^2)10^{-3}$$

$$B = (6,71 + 6,34 \cdot 10^{-2}(99,522) + 9,74 \cdot 10^{-5}(99,522)^2)10^{-3}$$

$$B = 0,01398440561$$

6. Faktor konstanta C dalam BPE

$$C = (22,238 + 9,59 \cdot 10^{-3}(T_1) + 9,42 \cdot 10^{-5}(T_1)^2)10^{-8}$$

$$C = (22,238 + 9,59 \cdot 10^{-3}(99,522) + 9,42 \cdot 10^{-5}(99,522)^2)10^{-8}$$

$$C = 2,412543198 \cdot 10^{-7}$$

Maka nilai BPE dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$BPE = X_1(B + (X_1)(C))10^{-3}$$

$$BPE = 43252,60847(0,01398440561 + (43252,60847)(2,412543198 \cdot 10^{-7}))10^{-3}$$

$$BPE = 1,056197741 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2.1.13. Menghitung Lebar Tiap Stage

$$W_1 = \frac{M_f}{W_b}$$

$$W_1 = \frac{83,75862032}{180}$$

$$W_1 = 0,4653256684 \text{ m}$$

2.1.14. Menghitung Panjang Stage (L)

$$L = \frac{D_n}{\rho_{vn} \cdot V_{vn} \cdot W}$$

$$L = \frac{0,4376551057}{0,046366 \cdot 12 \cdot 0,4653256684}$$

$$L = 1,690418016 \text{ m}$$

2.1.15. Menghitung Tinggi Gate

$$GH = \frac{M_f(2 \cdot \rho_{b1} \cdot \Delta P_1)^{(-0,5)}}{Cd \cdot W}$$

$$GH = \frac{83,75862032(2 \cdot 1016 \cdot (99,6987 - 90,1445) \cdot 10^3)^{(-0,5)}}{0,5 \cdot 0,4653256684}$$

$$GH = \frac{(9554,2)^{(-0,5)}}{0,5 \cdot 0,5816570856}$$

$$GH = 0,08170403122 \text{ m}$$

Setelah mengetahui nilai tinggi *gate* maka untuk nilai tinggi *brine Pool* (H_1) adalah dengan menambahkan 0.2 m maka nilai H_1 dapat dihitung dengan persamaan 5.6 sebagai berikut

$$H_1 = 0,2 + GH_1$$

$$H_1 = 0,2 + 0,08170403122$$

$$H_1 = 0,28170403122 \text{ m}$$

2.1.16. Menghitung Nilai NEA (*Non Equilibrium Allowance*)

$$NEA_1 = (0,9784)^{T_0} (15,7378)^{H_1} (1,3777)^{v_b \cdot 10^{-6}}$$

$$NEA_1 = (0,9784)^{102,76} (15,7378)^{0,28} (1,3777)^{180 \cdot 10^{-6}}$$

$$NEA_1 = (0,1060400169)(2,173621675)(1,000057676)$$

$$NEA_1 = 0,2305041729 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{v1} = T_1 - BPE_1 - NEA_1 - \Delta T_{d1}$$

$$T_{v1} = 99,522 - 1,056197741 - 0,2305041729 - 0$$

$$T_{v1} = 98,23529809 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2.1.17. Menghitung Nilai LMTD Condenser

$$LMTD_c = \frac{t_1 - t_2}{\ln \left(\frac{T_{v1} - t_1}{T_{v1} - t_2} \right)}$$

$$LMTD_c = \frac{94,76 - 91,238}{\ln \left(\frac{98,23529809 - 91,238}{98,23529809 - 94,76} \right)}$$

$$LMTD_c = \frac{3,522}{\ln 2,013438246}$$

$$LMTD_c = \frac{3,522}{0,6998438308}$$

$$LMTD_c = 5,032551328 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2.1.18. Menghitung Nilai Overall Heat Transfer Coefisient

$$U_c = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} (T_{v1}) + 1,5971 \cdot 10^{-5} (T_{v1})^2 - 1,9918 \cdot 10^{-7} (T_{v1})^3$$

$$U_c = 1,7194 + 3,2063 \cdot 10^{-3} (98,23529809) + 1,5971 \cdot 10^{-5} (98,23529809)^2 - 1,9918 \cdot 10^{-7} (98,23529809)^3$$

$$U_c = 2,153797498 \text{ kW/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U_c = 2153,79498 \text{ W/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}$$

Jadiluas area condensenser dapat dihitung sebagai berikut:

$$A_c = \frac{M_f \cdot C_p (t_1 - t_2)}{U_c \cdot LMTD_c}$$

$$A_c = \frac{83,75862032 \cdot 4,200 (94,76 - 91,522)}{2,153797498 \cdot 5,032551328}$$

$$A_c = 105,0902847 \text{ m}^2$$

2.2. Menghitung Total Heat Transfer Area (Total Luas Perpindahan Perpindahan Panas)

$$A = A_b + n A_c$$

$$A = 143,7348634 + 20 \cdot 105,0902847$$

$$A = 2245,540558 \text{ m}^2$$

2.3. Menghitung Performance Ratio

$$PR = \frac{M_d}{M_s}$$

$$PR = \frac{9,259259259 \text{ kg/s}}{1,234322896 \text{ kg/s}}$$

$$PR = 7,501488702$$

2.4. Menghitung Spesifik Heat Transfer Area (Luas Perpindahan Panas Spesifik)

$$sA = \frac{A}{M_d}$$

$$sA = \frac{2245,038685 \text{ m}^2}{9,259259259 \text{ kg/s}}$$

$$sA = 242,464178 \text{ m}^2/(\text{kg/s})$$

2.5. Menghitung Performance Test Selama 60 Menit

1. Produksi Air Destilate

Untuk menghitung produksi air destilate menggunakan persamaan 6.3 sebagai berikut:

$$W_d = (W_{q2} - W_{q1}) \cdot \left(\frac{24}{T_a}\right) \cdot \left(\frac{\rho D}{1000}\right)$$

$$W_d = (424310,5 - 424274,2) \cdot \left(\frac{24}{1}\right) \cdot \left(\frac{997}{1000}\right)$$

$$W_d = 868,5864 \text{ ton/day}$$

$$W_d = 36191,1 \text{ kg/h}$$

$$W_d = 10,05308333 \text{ kg/s}$$

2. Steam Consumption (Konsumsi Uap) Brine Heater

$$W_c = \frac{(W_{qc2} - W_{qc1})}{T_a \rho_c}$$

$$W_c = \frac{(29215,29 - 29210,09)}{1 \cdot 998}$$

$$W_c = 5189,6 \text{ kg/h}$$

3. Konsumsi Uap Untuk Ejector

Specific volume (V_1) 5,533 Bara

$$= 0,3426 - \left(\frac{5,533 - 5,5}{6 - 5,5}\right) (0,3426 - 0,3155)$$

$$= 0,3426 - \left(\frac{0,033}{0,5}\right) (0,0271)$$

$$= 0,3426 - (1,7886 \cdot 10^{-3})$$

$$= 0,3408 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$W_{e1} = \alpha k \left(\frac{\pi}{4}\right) d^2 \sqrt{P_1/V_1}$$

$$W_{e1} = 1,0 \cdot 0,74 \left(\frac{3,14}{4}\right) (7,94)^2 (\sqrt{5,533/0,3408})$$

$$W_{e1} = 1,0 \cdot 0,74 \left(\frac{3,14}{4}\right) (7,94)^2 (3,954702437)$$

$$W_{e1} = 147,5614531 \text{ kg/h}$$

a. Perhitungan Ejector 2

Steam temperature 109,1°C

P_2 = steam pressure 4,47 (kg/cm² G) +1,033 =5,503 Bara

d = steam nozzle diameter 11,02 mm

k = characteristic coefficient = 0,75 (for superheated steam)

= 0,74 (for saturated steam)

α = flow coefficient =1,0

Dengan metode interpolasi dari data tabel 4.6 saturated steam untuk tekanan 5.503 bara, maka nilai specific volume (V_2) adalah

$$V_2 = 0,3426 - \left(\frac{5,503 - 5,5}{6 - 5,5} \right) (0,3426 - 0,3155)$$

$$V_2 = 0,3426 - \left(\frac{3 \cdot 10^{-3}}{0,5} \right) (0,0271)$$

$$V_2 = 0,3426 - (1,626 \cdot 10^{-4})$$

$$V_2 = 0,3424 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$W_{e2} = \alpha k \left(\frac{\pi}{4} \right) d^2 \sqrt{P_2/V_2}$$

$$W_{e2} = 1,0 \cdot 0,74 \left(\frac{3,14}{4} \right) (11,2)^2 (\sqrt{5,503/0,3424})$$

$$W_{e2} = 282,8117466 \text{ kg/h}$$

$$W_e = (W_{e1} + W_{e2})$$

$$W_e = (147,5614531 + 282,8117466)$$

$$W_e = 430,3731997 \text{ kg/h}$$

W_e = konsumsi uap untuk ejector

2.6.Menghitung Total Konsumsi Uap (W_s) Dalam Uji Performance

Setelah mendapatkan jumlah konsumsi uap untuk *Brine Heater* dan jumlah konsumsi uap untuk ejector maka total konsumsi uap untuk unit desalination plant adalah:

$$W_s = (W_c + W_e)$$

$$W_s = 5189,6 + 430,3731997$$

$$W_s = 5619,9732 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Nilai ini masih dalam batas yang diijinkan dalam spesifikasi konsumsi uap untuk desalination plant yaitu < 5744 kg/h

Total steam consumption (W_s) dari hasil perhitungan teori adalah:

$$W_s = (W_c + W_e)$$

$$W_s = 4443,562426 + 430,3731997$$

$$W_s = 4873,935626 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Nilai ini juga masih dalam batasan <5744 kg/h

2.7Menghitung Performance Ratio

Sebelum mencari performance ratio, harus menghitung Laju aliran uap pada sisi masuk *Brine Heater* (W_c)

$$W_d = 868,5864 \text{ ton/day}$$

Laju aliran uap pada sisi masuk *Brine Heater* (W_c)

$$W_c = W_c \left(\frac{24}{1000} \right)$$

$$W_c = 5189,6 \left(\frac{24}{1000} \right)$$

$$W_c = 124,5504 \frac{\text{ton}}{\text{day}}$$

Performance Ratio (PR)

$$PR = \frac{W_d}{W_c}$$

$$PR = \frac{868,5864}{124,5504}$$

$$PR = 6,9737774472$$

$$PR = 6,97$$

Nilai performance ratio (PR) diatas adalah sesuai dengan data spesifikasi yaitu > 6,0 maka perhitungan performance desalination ini hasilnya Baik dan desalination plant layak operasi dalam load set 80%

2.8. Analisa Perhitungan

Setelah membahas perhitungan –perhitungan pada sub bab bahasan diatas maka selanjutnya hasil perhitungan yang telah dilakukan akan dianalisa. Adapun hasil hasil perhitungan yang telah dilakukan di sajikan dalam tabel 2.1 dibawah ini:

Tabel 2.1. Hasil Perhitungan Performance Desalination Plant Tipe Msf-Ot Dengan Kapasitas 1000 Ton/Hari

No	Item	Simbol	Nilai	Satuan
1	Uap			
	Temperatur masuk	$T_{u_{in}}$	109,1	°C
	Temperatur keluar	$T_{u_{out}}$	70	°C
	Spesifik Heat	C_p	4,200	kJ/kg °C
	Entalpi	λ_s	2284,37	kJ/kg
	Laju aliran massa uap	M_s		
	- Perhitungan teori		4443,56	kg/h
	- Performance Test		5619,97	kg/h
	Laju aliran massa uap ke ejector	W_e	430,37	kg/h
Spesific ratio of sensible heat & laten heat	Y	$5,84030 \times 10^{-3}$		
2	Air laut			
	Temperature masuk	T_{swin}	30	°C
	Temperature keluar	T_{swout}	38	°C
	Specific heat	C_p	4,208	kJ/kg °C
	Entalphy	λ_s	2284,37	kJ/kg
	Flow masuk	M_s	301531,03	m ³ /h
	Flow Blowdown	M_b	268197,69	m ³ /h
	Air Destilate Flow		33333,33	m ³ /h
3	Luas perpindahan panas			
	Brine Heater	A_b	143,73	m ²
	Condenser	A_c	105,065	m ²
	Total	A	2245,038	m ²
4	LMTD			
	Brine Heater	LMTD _b	9,801	°C
	Condenser	LMTD _c	5,032	°C
5	Overall Heat Transfer			
	Brine Heater	U_b	2001,36	W/m ² °C

	<i>Condenser</i>	U_c	2153,79	$W/m^{20}C$
4	Performance Ratio	PR		
	Perhitungan Teori		7,5	
	<i>Performance Test</i>		6,9	
5	Specific Heat Transfer area	sA	242,46	$m^2/(kg/s)$

2.9. Analisa perhitungan Desalination Type MSF-OT

Tabel 2.2. Analisa Hasil Perhitungan Performance Desalination Plant Type MSF-OT Dengan Load Set 80%

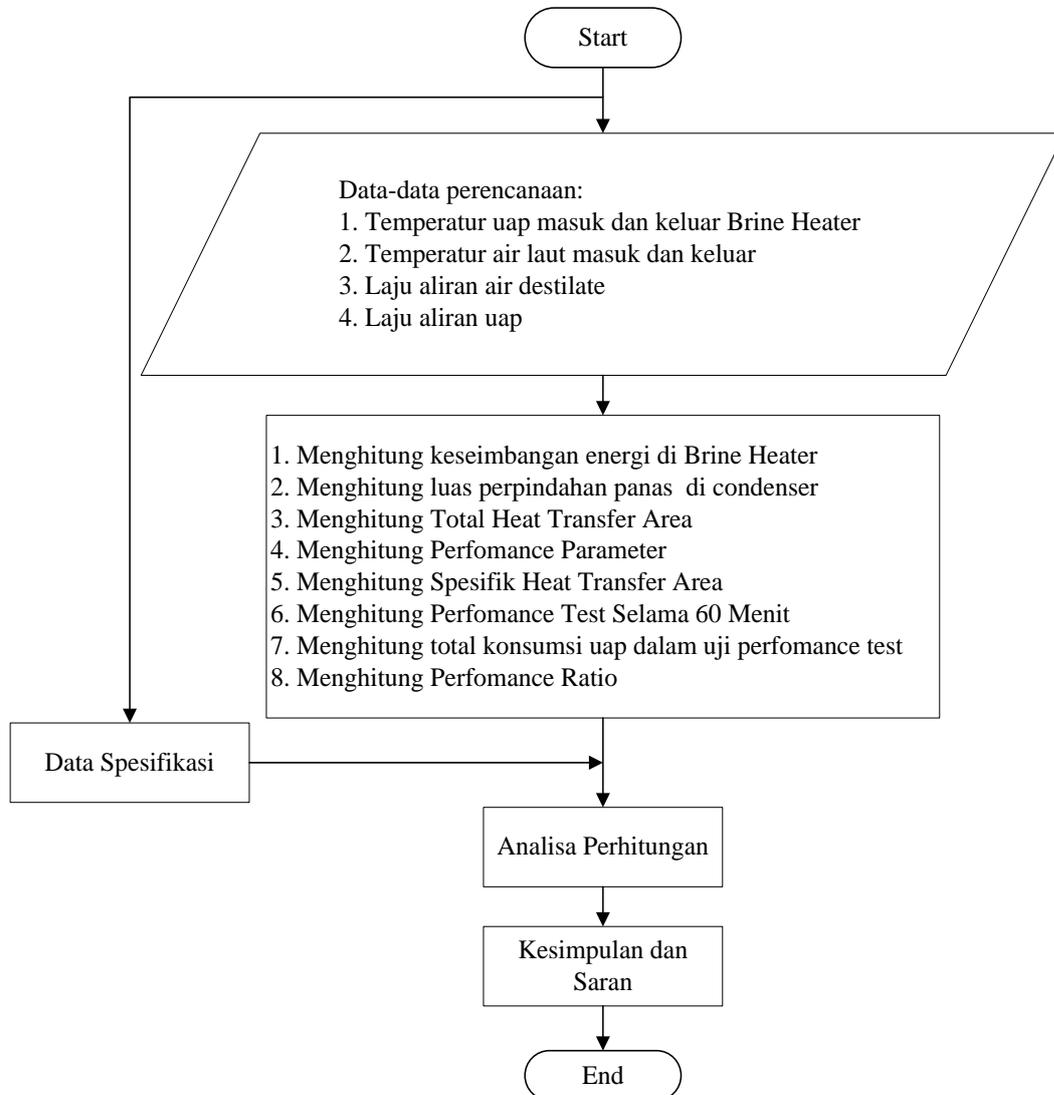
No	Item	Spesifikasi Data		Hasil Perhitungan 80%	Selisih
		loud set 100%	Loud set 80 %		
1	Supply Air Laut	440000 kg/h	352000 kg/h		
	- Perhitungan teori			301531,0332 kg/h	8468,96 kg/h
	- performance test			302285.71 kg/h	7714.28 kg/h
	- Manual book	358000 kg/h	310000 kg/h		
2	<i>Steam Supply</i>	< 7180 kg/h	< 5774 kg/h		
	- Perhitungan Teori			4873,93 kg/h	
	- Performance Test			5619,97 kg/h	
3	Produksi Air Destilate	11,57 kg/s	9,25 kg/s	10,05 kg/s	1,25 kg/s
4	<i>Performance Ratio</i>	> 6	> 4,8		
	- Perhitungan Teori			7,5	2,7
	- <i>Performance Test</i>			6,97	2,17
5	Overall Heat Transfer				
	- <i>Brine Heater</i>	1500 – 6000 $W/m^{20}K$		2001,36 $W/m^{20}C$	
	- <i>Condenser</i>	1000 – 4000 $W/m^{20}K$		2153,79 $W/m^{20}C$	

Dari tabel diatas dapat dianalisa sebagai berikut:

1. Pada point pertama: Terjadi selisih terhadap nilai suplai air laut untuk sistem kerja desalination plant. Hal ini dikarenakan berbagai hal diantaranya ; filter-filter air laut , belokan pipa – pipa dan fouling yang terjadi di sepanjang jalur pemipaan air laut menuju unit desalination plant
2. Pada point yang kedua : Hasil perhitungan teory dan performance test untuk suplai uap ke unit dealination plant hasilnya sangat baik, karena masih dibawah nilai batas yang diijinkan oleh data spesifikasi.
3. Pada point ketiga: Terjadi selisih lebih besar 1,25 kg/s dari hasil perhitungan performance test produksi air destilate yang diproduksi oleh unit desalination plant terhadap data spesifikasi. Maka dapat disimpulkan unit desalination dalam keadaan layak operasi.
4. Pada point keempat: Diketahui bahwa *performanceratio* dari hasil perhitungan teory dan hasil perhitungan sebenarnya (*performancetest*) yang dilakukan selama 60 menit pada loud set 80%, hasil dari kedua nilai performance rasionya melebihi dari data spesifikasi. Hal ini menandakan bahwa unit Desallination Plant dalam keadaan baik dan layak beroperasi di load set tersebut.

5. Pada point kelima .Koefisien perpindahan panas menyeluruh hasil perhitungan *teory* di *Brine Heater* dan *Condenser* masih masuk dalam batas rentang nilai yang diijinkan.Maka dapat disimpulkan bahwa perpindahan panas yang terjadi sangat baik.

3.SKEMA NUMERIK



4.1. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisa yang telah dibuat, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pada hasil perhitungan *teory* dan *performance test*. Didapatkan hasil perhitungan *overallheat transfer*,suplai uap,produksi air *destilate*,dan *performance ratiomasih* masukdalam batas spesifikasi data, yang berarti *desalinationplant* dalam keadaan baik beroperasi di *loadset* 80%
2. Pada perhitungan teori dan *performance test* dapat disimpulkan bahwa suplai air laut masih dalam batas toleransi.Adapun kekurangan suplai air laut ini diakibatkan oleh

adanya kerugian-kerugian di filter-filter air laut , dan fouling yang terjadi di sepanjang jalur pemipaan air laut unit desalination plant.

4.2 SARAN

Guna menjaga kondisi *performance unit desalination plant* tetap dalam kondisi operasi yang baik, maka perlu dilakukan hal-hal sebagai berikut:

1. Perlu dilakukan analisa hitung terhadap fouling yang terjadi di *Brine Heater* dan *Condenser*
2. Melakukan perawatan berkala pada unit *Desalination Plant*
3. Melakukan proses penyaringan air laut di traveling water screen secara lebih ketat lagi, agar mendapat kualitas air laut yang bersih sehingga tidak terjadi pengotoran pada jalur pemipaan air laut yang menuju ke *desalination plant*

REFERENSI

1. Incropera, DeWitt, Bergman, Lavine. Fundamentals of Heat and Mass Transfer.
2. Sadik Kakac, Hongtan Liu, Heat Exchangers Selection, Rating, and Thermal Design 2nd ed. 2002. CRC Press LLC.
3. <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbase/kinetic/watvap.html>
4. Technical Hand Book, PT. PJB Services.
5. Manual Book Desalination Plant
6. Hisham T. El-Dessouky, Hisham M. Ettouney, Fundamentals of Salt Water Desalination, 2002
7. Steam Tables in SI Units. Diklat PLN Suralaya
8. Kreith, Priyono. Prinsip-prinsip Perpindahan Panas. 1994. Erlangga 3rd ed
9. J.P Holman, Heat Transfer, McGraw-Hill Inc, 4th
10. H Ettouney, H El Dessouky and F Al Juwayhel, performance of the one –through multistage flash desalination process. 2002. Sage.