

ANALISIS PENURUNAN PERFORMA HEAT EXCHANGER STABILIZER REBOILER 011E120 DI PT. PERTAMINA REFINERY UNIT IV CILACAP**Muchammad***Departemen Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Diponegoro
Jl. Prof. H. Soedarto, Tembalang, Kota Semarang 50275.

*Email: m_mad5373@yahoo.com

Abstrak

Heat exchanger adalah alat penukar panas antar dua fluida berbeda temperaturnya dimana satu fluida memberikan panas dan yang lainnya menerima panas. Beban dan waktu kerja yang tinggi seringkali membuat alat ini mengalami penurunan performa, hal ini dapat berakibat pada penurunan kapasitas produksi. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisis penyebab utama terjadinya penurunan performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler 011E120* di PT. Pertamina Refinery Unit IV Cilacap, serta memberikan rekomendasi perbaikan alat tersebut. Metode yang digunakan dalam penelitian ini adalah inspeksi secara visual dan melakukan pengukuran ketebalan dinding pada bagian-bagian *heat exchanger* serta menghitung nilai faktor pengotorannya (*fouling factor*). Penurunan performa *heat exchanger* ini terjadi karena penyerapan panas yang kurang maksimal antara fluida pemanas (*High Diesel Oil*) dengan fluida yang dipanaskan (*Naphtha*) hal ini terjadi karena adanya kotoran dan deposit yang menempel pada tube sehingga menghambat proses perpindahan panas antara fluida di luar dan di dalam tube, hal ini terlihat dari nilai faktor pengotoran $R_d = 0,02027 \text{ ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}/\text{BTU}$ jauh lebih besar dari nilai toleransi yang diijinkan (*fouling resistance*) pada *specification sheet* yaitu $0,0024 \text{ ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}/\text{BTU}$. Dari analisis yang dilakukan maka untuk mengembalikan performa *heat exchanger* direkomendasikan perbaikan berupa pembersihan rutin setiap dua tahun sekali pada seluruh permukaan tube baik bagian luar maupun bagian dalam dengan menggunakan *water jet* (dengan campuran cairan *chemical*).

Kata kunci: *fouling factor, heat exchanger, reboiler, shell and tube*

PENDAHULUAN

Minyak mentah merupakan campuran tersusun dari berbagai senyawa hidrokarbon yang sangat kompleks. Untuk mendapatkan bahan bakar minyak seperti yang beredar dipasaran, senyawa hidrokarbon harus melewati berbagai rangkaian proses, diantaranya proses distilasi, konversi, dekomposisi, pencampuran, *recovery* dan masih banyak lagi.

Proses distilasi, yaitu proses penyulingan berdasarkan perbedaan titik didihnya, berlangsung di kolom distilasi atmosferik dan kolom destilasi vakum. Untuk mendidihkan senyawa hidrokarbon dalam proses penyulingan dibutuhkan unit alat pemanas berupa *heat exchanger*.

Heat exchanger adalah alat penukar panas antar dua fluida berbeda temperaturnya dimana satu fluida memberikan panas dan yang lainnya menerima panas. *Heat exchanger* merupakan alat yang menerapkan prinsip perpindahan kalor. (Holman, 1986)

Beban dan waktu kerja yang tinggi seringkali membuat alat ini mengalami penurunan

performa, hal ini dapat berakibat pada penurunan kapasitas produksi. Seperti yang terjadi pada *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler 011E120* telah mengalami penurunan performa dan berakibat pada hasil produksi yang kurang maksimal. Mengacu pada permasalahan diatas dilakukan penelitian dan pengkajian dan evaluasi agar kapasitas produksi tetap stabil.

Alat penukar kalor yang di analisa adalah *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler 011E120* dengan fluida pemanas berupa *High Diesel Oil* (HDO) digunakan untuk memanaskan fluida *naphtha* yang akan memasuki *Column Stabilizer 011C105*, dimana unit berada pada area 011 FOC II PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit IV Cilacap. Tujuan dari penelitian ini adalah (1) mengetahui ketebalan *shell* paling tipis yang didapat dari hasil pengukuran, (2) mengetahui ketebalan *shell cover* paling tipis yang didapat dari hasil pengukuran, (3) mengetahui penyebab utama penurunan performa *heat exchanger*, (4) menghitung nilai faktor pengotoran (*fouling factor*), serta (5) mengetahui rekomendasi dan

perbaikan untuk mengembalikan performa *heat exchanger*.

METODE PENELITIAN

Dalam Penelitian Analisis Penurunan Performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120 dimulai dari studi literatur dan pengumpulan data spesifikasi dari *heat exchanger* yang akan digunakan untuk melakukan perhitungan. Selanjutnya adalah melakukan inspeksi, diantaranya adalah inspeksi visual untuk dapat diketahui kerusakan-kerusakan yang bersifat makro, adapun metode inspeksi yang lain adalah inspeksi ultrasonic thickness untuk mengetahui ketebalan permukaan *heat exchanger* dan memastikan spesifikasi dan kelayakan dari *heat exchanger* tersebut. Setelah didapat semua data dilakukan analisis dan perhitungan nilai factor pengotoran untuk dapat mengetahui penyebab penurunan performa *heat exchanger* dan terakhir dibuat kesimpulan penelitian beserta rekomendasi yang dapat diberikan untuk mengembalikan performa *heat exchanger*.

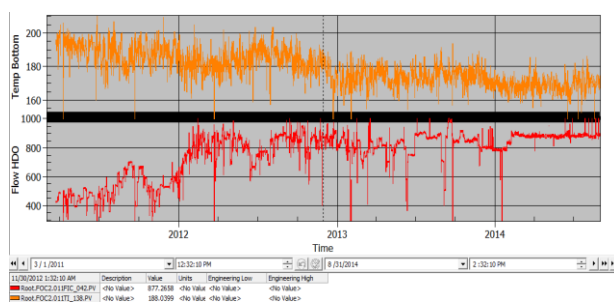
HASIL DAN PEMBAHASAN

Evaluasi Performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120

Berdasarkan kondisi operasi aktual, terjadi penurunan performa *Heat Exchanger* 011E120 diindikasikan oleh:

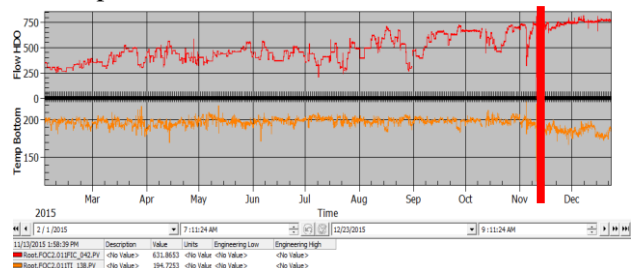
1. Terjadi penurunan *temperature bottom* pada *Column Stabilizer* 011C105 dari 190 °C menjadi 180 °C.
2. Terjadi kenaikan kebutuhan HDO (sebagai pemanas) dari 300 m³/hr menjadi 750 m³/hr.

Kondisi saat pra *turn around* menunjukkan adanya penurunan performance *Heat Exchanger* 011E120 yang menyebabkan *off spec* produk. Teramati dari turunnya temperatur *bottom stabilizer* (011C105) dengan *flow* pemanas HDO meningkat seperti yang terlihat pada Gambar 1.



Gambar 1. Grafik *Temperature Bottom* dan *Flow HDO* Pra *Turn Around*

Kondisi performa 011E120 pasca *turn around* kembali mengalami penurunan performa secara gradual. Hal ini diindikasikan dengan bertambahnya *flow* pemanas yaitu HDO *pump around* untuk mendapatkan target *temperature bottom stabilizer* 011C105 sesuai target, grafik penurunan performa pasca *turn around* dapat dilihat pada Gambar 2.



Gambar 2. Grafik *Temperature Bottom* dan *Flow Bottom* Pasca *Turn Around*

Penurunan suhu tersebut menyebabkan *flow* pemanas HDO mengalami kenaikan *flow* secara gradual dari 250 m³/hr menjadi 775 m³/hr untuk mendapatkan temperatur *bottom* target 190 °C. Pasca *iturn around*, *temperature bottom Stabilizer* 011C105 mengalami penurunan sampai 180 °C. Berdasarkan desain material balance unit 011, *flow* HDO sebagai pemanas adalah sebesar 831 m³/hr. Penurunan performa dari *Heat Exchanger* 011E120 tersebut terus berlanjut terhitung sampai tanggal 11 Januari 2017 sampai dilakukan *stop unit* sehingga dapat di inspeksi dan evaluasi untuk didapat hasil rekomendasi perbaikan agar performa dari *heat exchanger* kembali meningkat.

Analisis Performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120

Terdapat beberapa parameter penyebab terjadinya penurunan performa pada *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120 yang akan dibahas satu persatu sebagai berikut.

Analisis Performa Fluida Servis Analisis Laju Aliran Fluida Servis

Semakin besar *flow* fluida menyebabkan laju aliran massa semakin besar dimana laju aliran massa didapat dari laju fluida dikalikan dengan densitasnya. Pada kasus *Heat Exchanger* 011E120 *flow* HDO sebagai pemanas sebesar 1169,77 m³/hr sehingga:

$$\begin{aligned}
 M &= w \times \rho \\
 &= 1170 \text{ m}^3/\text{hr} \times 669 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 782730 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}
 \quad (1)$$

Berdasarkan Spesifikasi Desain *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120 besar total *flow* fluida HDO adalah 555780 kg/hr, pada aktualnya total *flow* HDO ditingkatkan sampai 782730 kg/hr akan tetapi performa dari *heat exchanger* tidak mengalami peningkatan secara signifikan sehingga dapat disimpulkan bahwa *flow* fluida HDO tidak menjadi penyebab menurunnya performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120.

Analisis Temperatur Fluida Servis

Temperatur aktual *inlet* fluida HDO 333,44 °C jauh lebih besar dari temperatur desain pada yaitu sebesar 302 °C dengan *temperature outlet*nya 235 °C. Sementara *temperature outlet* aktual 308,61 °C sehingga didapat ΔT HDO aktual sebesar 24,83 °C jauh lebih kecil dari ΔT HDO desain sebesar 67 °C. Dapat dianalisa bahwa penyebab penurunan performa *Heat Exchanger* 011E120 bukan disebabkan karena temperatur *inlet* pemanas HDO tetapi karena penyerapan kalor yang kurang maksimal dimana hal ini di tunjukkan oleh nilai ΔT HDO aktual jauh lebih kecil dari ΔT HDO desain.

Analisis Performa Shell dan Shell Cover

Berdasarkan hasil inspeksi visual seperti yang ditunjukkan oleh Gambar 3., tidak ditemukan penipisan ataupun korosi yang berarti yang dapat menyebabkan *heat loss* sehingga dapat dianalisa bahwa *shell* dan *shell cover* bukan menjadi penyebab penurunan performa *heat exchange*.



Gambar 3. Permukaan *Shell Cover* dan Permukaan *Shell*

Tebal desain *shell* adalah 13 mm dengan *corossion allowance* sebesar 3,175 mm sehingga tebal minimum yang diijinkan adalah 9,825 mm, sementara hasil pengukuran *thickness shell* adalah 12,64 mm. Begitu juga dengan ketebalan *shell cover* masih dalam kondisi baik dimana tebal desain adalah 13,5 dan *corossion allowance* sebesar 3,175 sehingga didapat tebal minimum *shell cover* adalah 10,325. Sementara hasil

pengukuran menunjukkan tebal minimum sebesar 13,12 mm.

Analisis Performa Tube

Penurunan performa *tube* bisa di sebabkan karena *tube* yang kotor ataupun terdeposit. Berdasarkan inspeksi visual di dapat kondisi *tube bundle* terdeposit dan dipenuhi kotoran seperti yang di tunjukkan oleh Gambar 4.



Gambar 4. Permukaan *Tube Bundle*

Terlihat pada Gambar 6 kotoran dan deposit pada *tube bundle* cukup parah, hal ini memungkinkan menyebabkan penurunan performa pada *heat exchanger*. Oleh karenanya pengotor dan deposit pada *tube* perlu dihitung dengan mencari nilai *fouling factor* atau factor pengotoran yaitu nilai batas pengotor yang terjadi pada *heat exchanger* secara aktual dimana nilainya dibandingkan dengan factor pengotoran (*fouling factor*) yang diijinkan pada spesifikasi. Batas nilai *fouling factor* *Heat Exchanger* 011E120 yang diijinkan pada *specification sheet* adalah 0,0024 ft²hr⁰F/BTU. Untuk menentukan *fouling factor* dari *Heat Exchanger* 011E120 dilakukan perhitungan berikut.

Perhitungan Laju Perpindahan Panas

$$Q_{HDO} = M_i \times C_t \times \Delta T \quad (2)$$

$$\Delta T = T_1 - T_2 = 632 - 588 = 44^\circ F \quad (3)$$

$$T_{rata-rata} = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{632 - 588}{2} = 610^\circ F \quad (4)$$

$$C_t = C_{ti} + \frac{(T_{rata} - T_2)}{(T_1 - T_2)} \times (C_{to} - C_{ti})$$

$$= 0,694 + \frac{(610 - 588)}{(632 - 588)} \times (0,699 - 0,694) \quad (5)$$

$$= 0,697 \text{ BTU} / \text{lb}^\circ F$$

$$Q_{HDO} = M_i \times C_t \times \Delta T \quad (6)$$

$$= 1725622 \times 0,697 \times 44$$

$$= 52921375,5 \text{ BTU} / \text{hr}$$

Perhitungan Log Mean Temperature Difference (ΔLMTD)

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad (7)$$

$$= \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}} = \frac{254 - 227}{\ln \frac{254}{227}} = 205^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{632 - 588}{378 - 361} = \frac{44}{17} = 2,58 \quad (8)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{378 - 361}{632 - 361} = \frac{17}{271} = 0,06 \quad (9)$$

Dengan nilai $R = 2,58$ dan $S = 0,06$ berdasarkan *Figure 23 LMTD Correction Factor TEMA* didapat nilai $F_t = 0,99$. (TEMA, 1996)

$$\begin{aligned} \Delta\text{LTMD} &= F_t \times \text{LTMD} \\ &= 0,99 \times 205 \\ &= 203^\circ\text{F} \end{aligned} \quad (10)$$

Perhitungan Luasan Aliran

1. Luasan Aliran Fluida Tube

Dimana $C = P_t - D_{e_s} = 1 - 0,75 = 0,25$ inchi

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID_s \times C \times B}{144 P_t} \\ &= \frac{51,18 \times 0,25 \times 19,5}{144 \times 1} \\ &= 1,7326 \text{ft}^2 \end{aligned} \quad (11)$$

2. Luasan Aliran Fluida Tube

Berdasarkan Tabel 10 *Heat Exchanger and Condenser Tube Data Process Heat Transfer D.Q.* Kern dengan ukuran $D_{e_s} = 0,75 = 3/4$ inchi dan BWG 14 didapat nilai $a't = 0,2679 \text{ in}^2$ (Kern dan Donald Q., 1965)

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a't}{144n} \\ &= \frac{1402 \times 0,2679}{144 \times 2} \\ &= 1,3042 \text{ft}^2 \end{aligned} \quad (12)$$

Perhitungan Kecepatan Aliran Massa

1. Kecepatan Aliran Massa pada Shell

$$G_s = \frac{M_s}{a_s} = \frac{1773022}{1,7326} = 1023330 \text{ lb/hr ft}^2 \quad (13)$$

2. Kecepatan Aliran Massa pada Tube

$$G_t = \frac{M_t}{a_t} = \frac{1725622}{1,3042} = 1323127 \text{ lb/hr ft}^2 \quad (14)$$

Perhitungan Bilangan Reynold

1. Bilangan Reynold pada Shell

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu_s} = \frac{0,0625 \times 1023330}{0,29} = 220545 \quad (15)$$

2. Bilangan Reynold pada Tube

$$Re_t = \frac{ID_t \times G_t}{\mu_t} = \frac{0,05 \times 1323127}{0,56} = 118136 \quad (16)$$

Berdasarkan hasil perhitungan yang didapat jenis aliran yang terjadi di dalam *shell* maupun *tube* adalah aliran turbulen karena Re_s dan $Re_t > 2300$. (Incropera dkk., 1996)

Perhitungan Bilangan Prandtl

1. Bilangan Prandtl Pada Shell

$$Pr_s = \frac{C_s \times \mu_s}{k_s} = \frac{0,697 \times 0,29}{0,64} = 0,316 \quad (17)$$

2. Bilangan Prandtl Pada Tube

$$Pr_t = \frac{C_t \times \mu_t}{k_t} = \frac{0,721 \times 0,70}{0,42} = 1,202 \quad (18)$$

Perhitungan Rasio Viskositas

1. Rasio Viskositas shell

$$\phi^s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_{s_w}} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,29}{0,29} \right)^{0,14} = 1,00 \quad (19)$$

2. Rasio Viskositas Tube

$$\phi^t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_{t_w}} \right)^{0,14} = \left(\frac{0,56}{0,70} \right)^{0,14} = 0,97 \quad (20)$$

Perhitungan Koefisien Perpindahan Panas

Dari *Figure 28 Process Heat Transfer D.Q.* Kern dengan nilai $Re_s = 220545$ sehingga didapat nilai dari $JH_s = 300$. (Kern dan Donald Q., 1965)

Dari *Figure 24 Process Heat Transfer D.Q.* Kern dengan nilai $Re_t = 118136$ dan $L/ID_t =$

20/0,05 = 400 ft sehingga didapat nilai $JH_t = 400$.
(Kern dan Donald Q., 1965)

1. Koefisien Perpindahan Panas pada *Shell*

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi_s} &= JH_s \times \frac{k_s}{Des} \times (Pr_s)^{\frac{1}{3}} \\ &= 300 \times \frac{0,64}{0,75} \times (0,316)^{\frac{1}{3}} \quad (21) \\ &= 22622 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. Koefisien Perpindahan Panas pada *Tube*

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi_t} &= JH_t \times \frac{k_t}{ID_t} \times (Pr_t)^{\frac{1}{3}} \\ &= 400 \times \frac{0,42}{0,05} \times (1,202)^{\frac{1}{3}} \quad (22) \\ &= 3573 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Perhitungan Koefisien Koreksi Perpindahan Panas *Tube*

$$\begin{aligned} \frac{h_{io}}{\phi_t} &= \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID_t}{OD_t} \\ h_{io} &= \phi_t \times \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID_t}{OD_t} \quad (23) \\ &= 0,97 \times 3573 \times \frac{0,05}{0,06} \\ &= 2888,175 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh saat Kotor

Berdasarkan Tabel 10 *Heat Exchanger and Condenser Tube Data Process Heat Transfer* Kern untuk OD *tube* = 0,75 in dan BWG = 14 maka di dapat nilai $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2$ (Kern dan Donald Q., 1965)

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 1402 \times 20 \times 0,1963 \\ &= 5504,25 \text{ ft}^2 \quad (24) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{52921375,5}{5504,25 \times 203} \quad (25) \\ &= 47,36 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas Menyeluruh saat Bersih

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{3573 \times 2262}{3573 + 2262} \quad (26) \\ &= 1385 \end{aligned}$$

Perhitungan Faktor Pengotoran

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ R_d &= \frac{1385 - 47,63}{1385 \times 47,63} \quad (27) \\ &= 0,02027 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan didapat nilai *fouling factor* $R_d = 0,02027 \text{ ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F/BTU}$ jauh lebih besar dari nilai toleransi yang diijinkan (*fouling resistance*) pada *specification sheet* yaitu $0,0024 \text{ ft}^2 \text{ hr}^\circ\text{F/BTU}$, dari hal ini maka dapat disimpulkan bahwa kotoran dan deposit yang menempel pada *tube* merupakan penyebab utama menurunnya performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E150.

Rekomendasi Perbaikan *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120

Dari hasil analisa yang didapatkan, penurunan performa terjadi karena terbentuknya kotoran dan deposit di dalam *heat exchanger* yang menumpuk dalam jangka waktu dua tahun. Berdasarkan hal tersebut rekomendasi perbaikan yang diberikan yaitu proses pembersihan (*cleaning*) pada seluruh permukaan *tube* pada setiap dua tahun sekali dimana deposit dan kotoran tersebut mulai terbentuk. Proses pembersihan dilakukan dengan *water jet* yaitu penyemprotan menggunakan air bertekanan (dengan campuran cairan *chemical*) untuk membersihkan kotoran yang menempel pada permukaan *tube*.

KESIMPULAN

Berdasarkan analisa dan pembahasan mengenai penurunan performa *Heat Exchanger Stabilizer Reboiler* 011E120 diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Ketebalan *shell* paling tipis yang didapat dari hasil pengukuran adalah 12,64 mm lebih besar dari ketebalan *shell* minimal yang diijinkan yaitu 9,83 mm.
2. Ketebalan *shell cover* paling tipis yang didapat dari hasil pengukuran adalah 13,12 mm lebih besar dari ketebalan *shell cover* minimal yang diijinkan yaitu 10,33 mm.

3. Penyebab utama penurunan performa *heat exchanger* bukan disebabkan oleh penipisan ketebalan *shell* maupun penurunan fluida servisnya (laju aliran dan temperatur fluida) tetapi dikarenakan perpindahan panas yang kurang sempurna karena adanya kotoran yang menempel pada *tube*.
4. Dari hasil perhitungan faktor pengotoran (*fouling factor*) didapat nilai R_d sebesar $0,0203 \text{ ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}/\text{BTU}$ jauh melebihi nilai minimal pengotoran yang diijinkan yaitu $0,0024 \text{ ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}/\text{BTU}$.
5. Untuk mengembalikan performa *heat exchanger* direkomendasikan perbaikan berupa pembersihan setiap dua tahun sekali pada seluruh permukaan *tube* baik bagian luar maupun bagian dalam dengan menggunakan *water jet* (dengan campuran cairan *chemical*).

DAFTAR NOTASI

- a = Luas penampang aliran (ft^2)
 a^t = Luas aliran tiap *tube* (ft^2)
 a'' = Surface per lin ft (ft^2)
 B = Jarak *baffle* (inchi)
 C = Jarak antar *tube* (inchi)
 C_p = Panas jenis fluida di dalam *shell/tube* ($\text{BTU}/\text{lb}^\circ\text{F}$)
 D_e = Diameter ekuivalent bagian *shell* (inchi)
 F_t = Faktor koreksi ΔLTMD
 G = Kecepatan aliran massa ($\text{lb}/\text{ft}^2\text{hr}$)
 h_i = Koefisien transfer panas pada air dalam *tube* ($\text{BTU}/\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}$)
 h_{i_o} = Koefisien koreksi perpindahan panas *tube* ($\text{BTU}/\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}$)
 h_o = Koefisien transfer panas bagian luar *tube* ($\text{BTU}/\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}$)
 ID = Diameter dalam (ft)
 JH = Faktor transfer panas *shell/tube*
 k = Konduktifitas panas fluida bagian *shell/tube* ($\text{BTU}/\text{fthr}^\circ\text{F}$)
 L = Panjang *tube* (ft)
 LMTD = Log Mean Temperature Difference ($^\circ\text{F}$)

- M = Laju aliran massa (lb/hr)
 N_t = Jumlah *tube*
 n = Banyaknya *pass* pada bagian *tube*
 Pr = Bilangan Prandtl
 P_t = Jarak antara sumbu *tube* (inchi)
 Q = Laju perpindahan panas (BTU/hr)
 R_d = Faktor kekotoran ($\text{ft}^2\text{hr}^\circ\text{F}/\text{BTU}$)
 Re = Bilangan Reynolds
 T_c = Suhu rata-rata fluida panas ($^\circ\text{F}$)
 t_c = Suhu rata-rata fluida dingin ($^\circ\text{F}$)
 T_1 = Temperatur atas fluida panas ($^\circ\text{F}$)
 t_1 = Temperatur atas fluida dingin ($^\circ\text{F}$)
 T_2 = Temperatur bawah fluida panas ($^\circ\text{F}$)
 t_2 = Temperatur bawah fluida dingin ($^\circ\text{F}$)
 U_c = Koefisien perpindahan panas saat bersih ($\text{BTU}/\text{fthr}^\circ\text{F}$)
 U_d = Koefisien perpindahan panas menyeluruh saat kotor ($\text{BTU}/\text{fthr}^\circ\text{F}$)
 w = Laju aliran fluida (ft^3/hr)
 ΔLMTD = Delta Log Mean Temperature Difference ($^\circ\text{F}$)
 ΔT = Beda temperatur *inlet* dan *outlet* fluida ($^\circ\text{F}$)
 μ = Viskositas *inlet* fluida (lb/fthr)
 μ_w = Viskositas *outlet* fluida (lb/fthr)
 ϕ = Rasio viskositas pada sisi *shell*

DAFTAR PUSTAKA

- Holman, J.P.,(1986). "Perpindahan Panas", edisi ke enam, Erlangga, Jakarta.
 Incropera, Frank P., dan Dewitt, David P., (1996), "Fundamental of Heat and Mass Transfer", 4th Edition, John Wiley and Sons, United States of America.
 Kern, Donald Q., (1965), "Process Heat Transfer", Mc Graw-Hill International Book Company, New York.
 Standars of The Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA), (1999), 8th Edition, TEMA Inc., New York.