

PROSEDUR PERENCANAAN ALAT PENUKAR KALOR

I. PENDAHULUAN

Pokok pembahasan pada perencanaan alat penukar kalor ialah masalah perpindahan panas. Anggapan mula-mula bahwa oleh fluida panas ke fluida dingin, terjadi dengan sempurna. Kalau panas yang dilepaskan besarnya = Q persatuan waktu, maka panas itu diterima oleh fluida yang dingin sebesar Q pula.

Kemampuan untuk menerima panas itu, dipengaruhi 3 hal yaitu:

1. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (*the overall heat transfer coefficient*), dinyatakan dengan U .
2. Luas perpindahan panas dinyatakan dengan A .
3. Selisih temperatur rata-rata (*mean temperature difference, the driving temperature force*), dinyatakan dengan ΔT_{lm}

Hubungan antara besaran itu adalah:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} \quad (8.1)$$

Setelah mengetahui besarnya kalor yang akan dilepaskan fluida panas kepada fluida dingin (Q) masalah berikutnya ialah menentukan besarnya luas permukaan alat penukar kalor. Ini merupakan kunci persoalan, sebab dari sini dapat diketahui jumlah tubes yang dipergunakan, panjang dan diameter tube. Besarnya koefisien perpindahan panas keseluruhan (U) suatu alat penukar kalor merupakan kebalikan dari tahanan keseluruhan. Tahanan keseluruhan terhadap perpindahan panas itu adalah jumlah semua tahanan pada APK. Tahanan ini meliputi tahanan konveksi fluida panas, tahanan konveksi lapisan atau kotoran

pada sebelah fluida panas, tahanan konduksi karena tebal tubes, tahanan panas pada lapisan kotoran disebelah fluida dingin serta tahanan fluida dingin itu sendiri.

Dapat ditulis sebagai berikut:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{ad}} + \frac{x_w}{k_w} = \frac{1}{h_{di}} + \frac{1}{h_i} \quad (8.2)$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{ad}} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{di}} \\ + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i} \end{aligned} \quad (8.3)$$

di mana:

- U_o = koefisien perpindahan panas keseluruhan yang didasarkan atas luas tube, $w/m^2.C$
- h_o = koefisien perpindahan panas lapisan film pada bagian luar tube, $w/m^2.C$
- h_{ad} = koefisien perpindahan panas kotoran yang berada pada bagian luar tube (*fouling factor*), $w/m^2.C$
- h_{di} = koefisien perpindahan panas lapisan kotoran yang ada pada sebelah dalam tube, $w/m^2.C$
- h_i = koefisien perpindahan panas lapisan kotoran yang ada pada sebelah dalam tube, $w/m^2.C$
- d_o = diameter luar tubes, m
- d_i = diameter dalam tube, m

Besarnya masing-masing koefisien perpindahan panas itu tergantung dari:

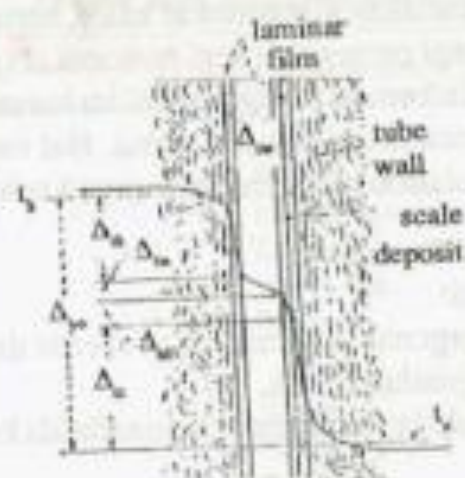
- Proses perpindahan panas yang terjadi, apakah dengan konduksi, konveksi, radiasi, kondensasi atau mendidihkan,
- Keadaan fisik fluida
- Penyusunan secara fisik permukaan panasnya.

Pada Gambar 8.1 diperlihatkan hubungan temperatur dan jarak fluida yang panas sampai fluida dingin, di mana terdapat lapisan film yang laminar.

Di sini dibuat sistematika yang dapat dipergunakan untuk merencanakan alat penukar kalor konstruksi shell dan tubes.

1. Tentukan terlebih dahulu masalahnya;

- Laju perpindahan panas
- Laju aliran fluida
- Temperatur fluida (fluida panas maupun yang dingin).



Gambar 8.1. Distribusi temperatur melalui tube

x_w = tebal dari tube, t_h = suhu fluida panas, t_w = suhu pada dinding, Δt_h = jatuh temperatur pada fluida panas, akibat film, Δt_c = jatuh temperatur pada fluida dingin akibat film, t_c = temperatur fluida dingin.

2. Kumpulkan data-data mengenai keadaan fisik seperti : density, viskositas, thermal conductivity, panas jenis dan lain-lain.
3. Tentukan tipe alat penukar kalor yang akan dipergunakan.
4. Pilih nilai koefisien perpindahan panas, di mana nilai ini nanti akan diuji lagi kebenarannya.(U)
5. Hitung selisih temperatur rata-rata atau T_{lm} .
6. Tentukan melalui perhitungan dengan formula di atas besarnya luas panas alat penukar kalor.
7. Tentukan tata letak (layout) tube alat penukar kalor.
8. Hitung koefisien perpindahan panas individu untuk masing-masing, fluida panas, lapisan film, pipa, film pada bagian yang dingin serta fluida sendiri.
9. Hitunglah koefisien perpindahan panas keseluruhan (U). Bandingkan nilai yang diperoleh ini dengan nilai yang diambil butir 4 di atas. Apabila bedanya kecil dapat ditolerir, untuk beda U yang besar, maka perhitungannya dimulai lagi dari butir 6.
10. Hitung besarnya jatuh tekanan (*pressure drops*) pada APK, apabila nilai ini lebih besar dari yang diizinkan maka perhitungannya dimulai lagi dari butir 7 atau butir 4 atau butir 3.

11. Optimalkan perencanaan dengan mengulangi dari butir 4 sampai 10, sehingga diperoleh APK yang murah. Hal ini tercapai dengan luas panas yang kecil.

Di dalam merencanakan alat penukar kalor, harus dipertimbangkan dari dua segi yaitu: segi proses dan segi mekanikal (*process design and mechanical design*). Informasi mengenai hal itu harus dikuasai sehingga dapat membuat perencanaan yang sempurna. Hal ini juga sangat perlu apabila membuat quotation mengenai alat penukar kalor.

Informasi Mengenai Proses

Informasi ini meliputi:

1. Fluida yang dipergunakan termasuk propertis dari fluida itu.
2. Laju aliran atau jumlah fluida.
3. Temperatur masuk dan temperatur keluar fluida ke/dari alat penukar kalor.
4. Besarnya penguapan atau kondensasi yang terjadi.
5. Tekanan operasi, penurunan tekanan (*pressure drops*) yang diperbolehkan pada sisi tube dan shell.
6. Faktor-faktor kekotorannya (*fouling factors*).
7. Laju perpindahan panas.

Informasi Mengenai Mekanikal

Informasi ini adalah meliputi:

1. Ukuran tube yang dipergunakan meliputi: diameter, panjang dan tebal tube.
2. Layout atau tata letak serta jarak pitch.
 - a. Horizontal tubes (pipa yang mendatar).
 - b. Vertical tubes (pipa yang tegak).
3. Temperatur dan tekanan, maksudnya temperatur maksimum dan minimum, serta tekanan maksimum dan yang minimum.
4. Kode-kode khusus yang dipergunakan.
5. Jenis material yang direkomendasikan untuk dipergunakan.
6. Jaminan terhadap korosi sesuai dengan yang diperlukan.

II. KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS KESELURUHAN (U)

Beberapa buku teks telah membuat tabel menentukan besarnya nilai U, berdasarkan jenis APK dan fluida dalam atau di luar tube.

Tabel 8.1 dan 8.2 di bawah ini memberikan nilai U, yang dapat dipergunakan pada perhitungan mula-mula.

Tabel 8.1. *Tipikal koefisien perpindahan panas keseluruhan. (overall heat transfer coefficients)*

<i>Penukar kalor menggunakan shell dan tube</i>		
<i>Fluida panas</i>	<i>Fluida dingin</i>	<i>U(W/m²°C)</i>
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800 - 1500
Organic solvents	Organic solvents	100 - 300
Light oils	Light oils	100 - 400
Heavy oils	Heavy oils	50 - 300
Gases	Gases	10 - 50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250 - 750
Light oils	Water	350 - 900
Heavy oils	Water	60 - 300
Gases	Water	20 - 300
Organic solvents	Brine	150 - 500
Water	Brine	600 - 1200
Gases	Brine	15 - 250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500 - 4000
Steam	Organic solvents	500 - 1000
Steam	Light oils	300 - 900
Steam	Heavy oils	60 - 450
Steam	Gases	30 - 300
Dowtherm	Heavy oils	50 - 300
Dowtherm	Gases	20 - 200
Flue gases	Steam	30 - 100
Flue	Hydrocarbon vapours	30 - 100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000 - 1500
Organic vapours	Water	700 - 1000
Organic (some non-condensibles)	Water	500 - 700
Vacuum condensers	Water	200 - 500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000 - 1500
Steam	Light organics	900 - 1200
Steam	Heavy organics	600 - 900

Lanjutan Tabel 8.1

Air cooled exchangers

<i>Process fluid</i>	<i>U (W/m²°C)</i>
Water	300 - 450
Light organics	50 - 150
Heavy organics	300 - 700
Gases 5-10 bar	50 - 100
10-30 bar	100 - 300
Condensing hydrocarbons	300 - 600

Immersed coils

<i>Coil</i>	<i>Pool</i>	
<i>Natural circulation</i>		
Steam	Dil. aqueous solutions	500 - 1000
Steam	Light oils	200 - 300
Steam	Heavy oils	70 - 150
Aqueous solutions	Water	200 - 500
Light oils	Water	100 - 150
<i>Agitated</i>		
Steam	Dil. aqueous solutions	800 - 1500
Steam	Light oils	300 - 500
Steam	Heavy oils	200 - 400
Aqueous solutions	Water	400 - 700
Light oils	Water	200 - 300

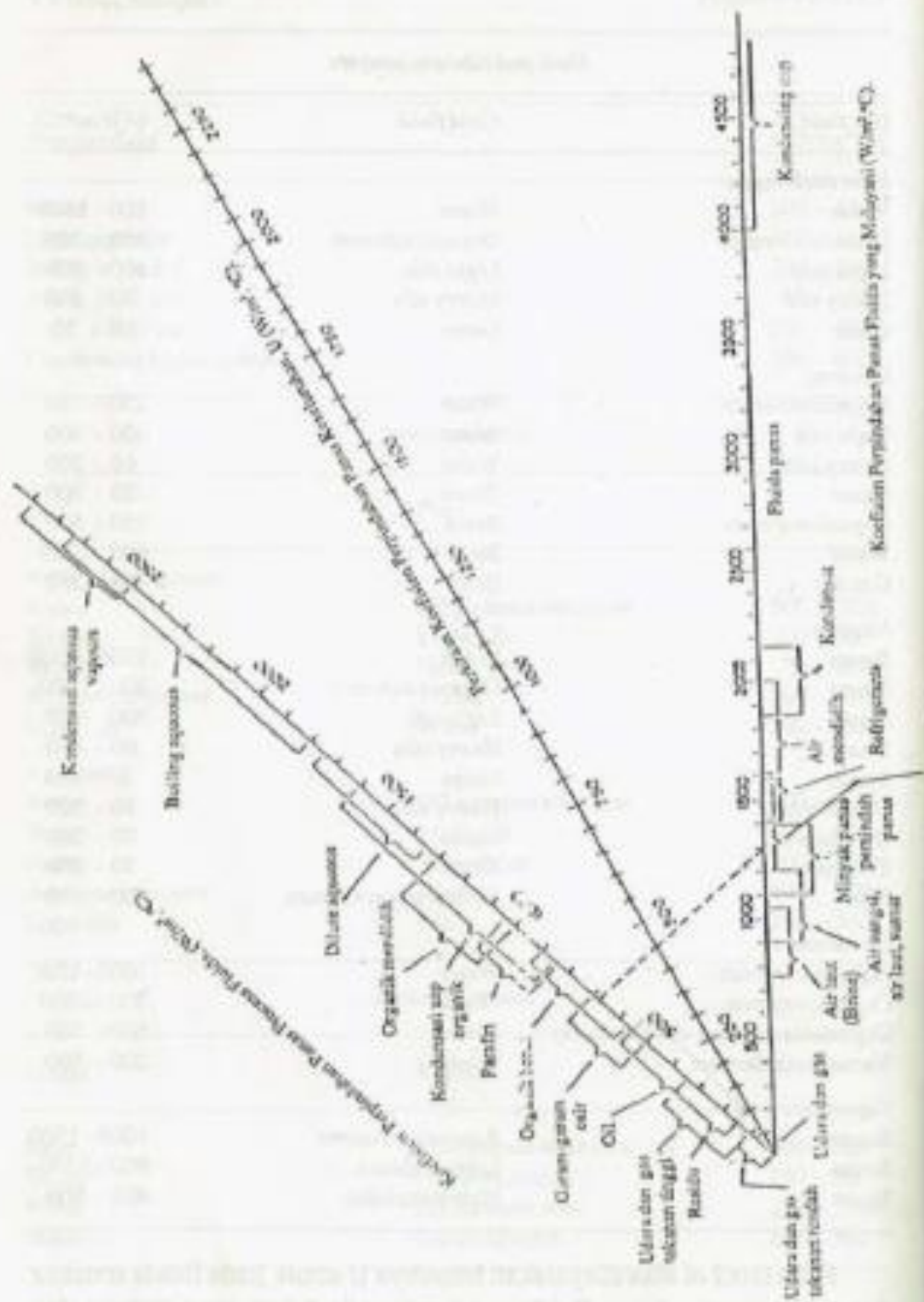
Jacketed vessels

<i>Jacket</i>	<i>Vessel</i>	
Steam	Dil. aqueous solutions	500 - 700
Steam	Light organics	250 - 500
Water	Dil. aqueous soln.	200 - 500
Water	Light organics	200 - 300

Lanjutan Tabel 8.1

<i>Shell and tube exchangers</i>		
<i>Hot fluid</i>	<i>Cold fluid</i>	<i>U(W/m²C)</i>
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800 - 1500
Organic solvents	Organic solvents	100 - 300
Light oils	Light oils	100 - 400
Heavy oils	Heavy oils	50 - 300
Gases	Gases	10 - 50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250 - 750
Light oils	Water	350 - 900
Heavy oils	Water	60 - 300
Gases	Water	20 - 300
Organic solvents	Brine	150 - 500
Water	Brine	600 - 1200
Gases	Brine	15 - 250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500 - 4000
Steam	Organic solvents	500 - 1000
Steam	Light oils	300 - 900
Steam	Heavy oils	60 - 450
Steam	Gases	30 - 300
Dowtherm	Heavy oils	50 - 300
Dowtherm	Gases	20 - 200
Flue gases	Steam	30 - 100
Flue	Hydrocarbon vapours	30 - 100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000 - 1500
Organic vapours	Water	700 - 1000
Organics(some non-condensables)	Water	500 - 700
Vacuum condensers	Water	200 - 500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000 - 1500
Steam	Light organics	900 - 1200
Steam	Heavy organics	600 - 900

Pada tabel di atas dinyatakan besarnya U untuk jenis fluida tertentu dan tidak membedakan fluida yang mengalir dalam pipa (tubes) dan fluida mana yang mengalir di luar tubes (sebelah shell).



4.4. *Method of data analysis*

Tabel 8.2. Tingkat kesulitan perwujudan proses kerangkaan (U) untuk pabrik petrokimia

Di dalam sala	Di luar sala	Tipe produk	Kapasitas (t/hr)		Keterser- pindahan panas mempertah	Rango temperatur (°)	Estimasi loading		
			Table	Start			Table	Start	Overall
A. HEATING-COOLING	- Compens Butadiene (proses acety)	H	20-30	-	12	400-100	-	-	0,04
	- Solvent	H	-	-	35-40	110-30	-	-	0,006
	- Solvent	H	-	-	30-40	40-0	-	-	0,006
	- C ₄ Unsaturated	K	1-2	-	11-18	100-55	-	-	0,003
	- Solvent	H	30-40	-	35-75	115-40	-	-	-
	- CO	H	-	-	60-80	150-100	0,03	0,20	-
	- Uap Ethylene	K	-	-	95-125	600-200	0,0002	0,0003	-
	- Uap Ethylene	H	-	-	50-80	270-170	0,0002	0,0002	-
	- Kondensat	K, U	-	-	60-135	80-30	0,001	0,001	-
	- Air dingin (chilled-water)	H	-	-	40-75	75-50	0,001	0,001	-
	- Kalium - 30% - 20%	H	-	-	40-60	30-(-10)	0,001	0,001	-
	- Ethylene-oxide	H	1-2	-	10-30	-170-(-100)	0,002	0,002	-
	- Propene-ox	K, U	-	-	0-15	-35-20	-	-	0,002
	- Light & Chlor, HCl	H	-	-	11-30	30-20	0,001	0,001	-
	- Gasam unsaturated HC, CO, CO ₂ , H	U	-	-	10-2	400-100	-	-	0,3
	- Oxidation	H	-	-	15-25	400-40	0,001	0,001	-
	- Uap (steam)	U	-	-	10-20	30-220	0,0005	0,002	-
	- Uap (steam)	U	-	-	50-40	190-210	0,001	0,0015	-
	- Air dingin (chilled-water)	H	4-7	-	100-150	90-25	0,001	0,001	-
	- Air	H	4-5	-	100-120	180-90	-	-	0,004
	- Air	H	3-5	-	100-125	90-110	-	-	0,005
	- Air	H	2-3	-	8-10	340-100	0,002	0,001	-
	- Air	H	-	-	7-15	230-80	0,001	0,001	-
	- Air	H	-	-	45-30	350-90	0,001	0,001	-
	- Air	H	-	-	55-35	150-90	0,001	0,001	-
	- Air	H	-	-	20-35	370-90	0,0015	0,0015	-
	- Air	H	-	-	220-140	175-90	0,0015	0,001	-
	- Air	H	-	-	80-115	130-90	0,0015	0,001	-
	- Air (water)	H	4-7	-	8-18	250-90	-	-	0,005
	- Air	H	3-7	-	170-325	200-90	0,001	0,001	-
B. Combining	- Unsaturation	K	V	-	30-60	60-35	-	-	0,005
	- HC-Unsaturation (nitrogen)	K	V	-	30-60	45-5	-	-	0,0055
	- Benzene	K	V	-	65-40	20-25	-	-	0,004
	- Hydrogen Chloride	H	-	-	110-60	0-15	0,012	0,001	-
	- Light & Chloroform	K, U	-	-	15-25	130-(-20)	0,002	0,001	-
	- Ethylene	K, U	-	-	60-90	120-(-10)	0,001	0,001	-

Lampiran Tabel 8.2.

Di dalam tabe	Di luar tabe	Tipe partisi	Kecepatan (ft/sec)		Efisien per- hitungan panas masyarakat	Rango temperatur (°F)	Estimasi (ft/ing)		
			Tabu	Shall			Tabu	Shall	Overall
- Unassisted Chloro HC	Air (water)	H	3-8	-	90-120	140-90	0,002	0,001	-
- Unassisted Chloro HC	Air (water)	H	3-8	-	180-140	110-80	0,001	0,001	-
- Unassisted Chloro HC	Air (water)	H	6	-	15-25	130-100	0,002	0,001	-
- Chloro HC	Air (water)	KU	-	-	30-90	110-100	0,001	0,001	-
- Solvent & Non Cond.	Air (water)	H	-	-	25-15	260-80	0,0015	0,004	-
- Air (water)	Uap Propylene	H	2-3	-	130-100	200-90	-	0,0015	0,001
- Air	Propylene	H	-	-	60-100	190-90	0,002	0,001	-
- Air	Uap (water)	H	-	-	225-115	300-90	0,002	0,0015	-
- Air	Uap (water)	H	-	-	100-255	230-130	0,0015	0,001	-
- Air yang dididih	Uap (water)	H	-	-	20-30	200-130	0,001	0,001	-
- Oil (minyak)	Uap (minyak)	H	-	-	70-110	375-130	0,0015	0,001	-
- Air	Propylene Ring dan kondensat	H	-	-	25-40	30-45 (C ₂)	0,0015	0,001	-
- Air yang dididih	Uap Chlorine (Air Chlorine sebagai kondensat)	U	-	-	8-15	8-15 (C ₂)	0,0015	0,001	-
- Air	HC ringan, cooling dan pendingin	H	-	-	25-30	10-15 (C ₂)	0,0015	0,001	-
- Air	Acetonik	H	-	-	35-60	370-90	0,0015	0,001	-
- Air	Acetonik	H	-	-	140-160	120-90	0,001	0,001	-
- Uap air-uap	Acetonik	H	-	-	380-300	110-90	0,001	0,001	-
- Uap air-uap	Form	KU	-	-	10-30	60-10	-	-	0,001
- Uap air-uap	Uap air-uap	H	-	-	130-180	140-100	-	-	0,001
- Uap air-uap	Uap air-uap	H	-	-	90-110	95-130	-	-	0,001
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	35-25	300-350	0,001	0,001	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	100-140	250-230	0,001	0,001	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	90-130	300-350	0,001	0,001	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	U	-	-	50-70	30-190	0,002	0,001	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	H	-	-	70-110	375-300	0,004	0,0015	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	210-130	450-330	0,002	0,001	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	60-120	450-300	0,001	0,0015	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	120-140	360-280	0,002	0,0015	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	VT	-	-	15-20	370-220	0,0015	0,0015	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	KU	-	-	120-140	130-40	0,001	0,001	-
- Uap air-uap	Uap air-uap	H	-	-	15-18	400-100	-	-	0,001

*Kondisi dioperasikan pada suhu kamar, maka semua air (water) dalam tabel di atas, maka semua air yang tidak dididih.

Contoh: H = horizontal, V = vertical, U = horizontal, K = tipe K, V = tipe V, R = tipe R, P = tipe P.

U = Tipe U - horizontal yang terdistribusi

K = Tipe K - horizontal

V = Tipe V - horizontal

R = Tipe R - horizontal

P = Tipe P - horizontal

HC = Hydrocarbon

(C₂) = Cooling range in

(C₂) = Cooling range in

(C₂) = Cooling range in

(C₂) = Cooling range in

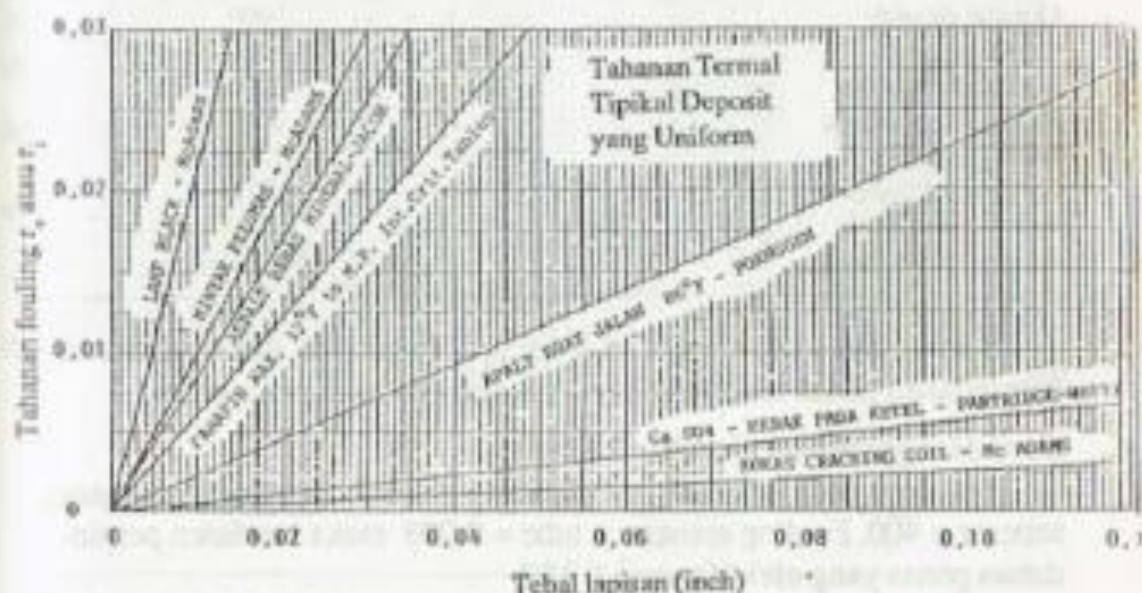
Dalam bentuk monogram, besarnya koefisien perpindahan panas U mula-mula dapat digunakan dengan monogram Gambar 8.2, di mana nilai U ini kemudian akan dievaluasi lagi.

III. FAKTOR PENGOTORAN (FOULING FACTORS)

Faktor pengotoran ini sangat mempengaruhi perpindahan panas pada alat penukar kalor. Pengotoran pada bagian dalam dan bagian luar tube selalu terjadi selama aparat beroperasi. Terjadinya kotoran atau deposit pada permukaan luar tube akan menaikkan tahanan panasnya. Hal ini akan menurunkan koefisien perpindahan panas keseluruhan (U).

Dari hasil percobaan dapat disimpulkan bahwa semakin tebal kotoran pada tube semakin besar pula gangguannya (hambatannya) yang terjadi.

Pada Gambar 8.3 diperlihatkan hubungan tebal lapisan kotoran dengan tahanan fouling pada berbagai macam deposit.



Gambar 8.3.

Beberapa faktor dapat menimbulkan pengotoran penukar kalor ialah:

- Temperatur fluida
- Temperatur dinding tube,
- Material tubes serta ketelitian pengerjaan,
- Kecepatan aliran fluida
- Nature fluida dan deposited material
- Waktu atau lamanya beroperasi sejak pembersihan yang terakhir

Pada Tabel 8.3 terdapat besaran menunjukkan besarnya faktor pengotoran berbagai jenis fluida.

Tabel 8.3. Nilai tipikal faktor pengotoran/fouling (koefisien)

Fluid	Coefficient (W/m^2C)
River water	
Sea water	3000 - 12000
Cooling water (towers)	1000 - 3000
Towns water (soft)	3000 - 6000
Towns water (hard)	3000 - 5000
Steam condensate	1000 - 2000
Steam (oil free)	1500 - 5000
Steam (oil traces)	4000 - 10000
Refrigerated brine	2000 - 5000
Air and industrial gases	3000 - 5000
Flue gases	5000 - 10000
Organic vapours	2000 - 5000
Organic liquids (CCl ₄)	5000
Light hydrocarbons	5000
Heavy hydrocarbons	5000
Boiling organics	2000
Condensing organics	2500
Heat transfer fluids	5000
Aqueous salt solutions	5000
	3000 - 5000

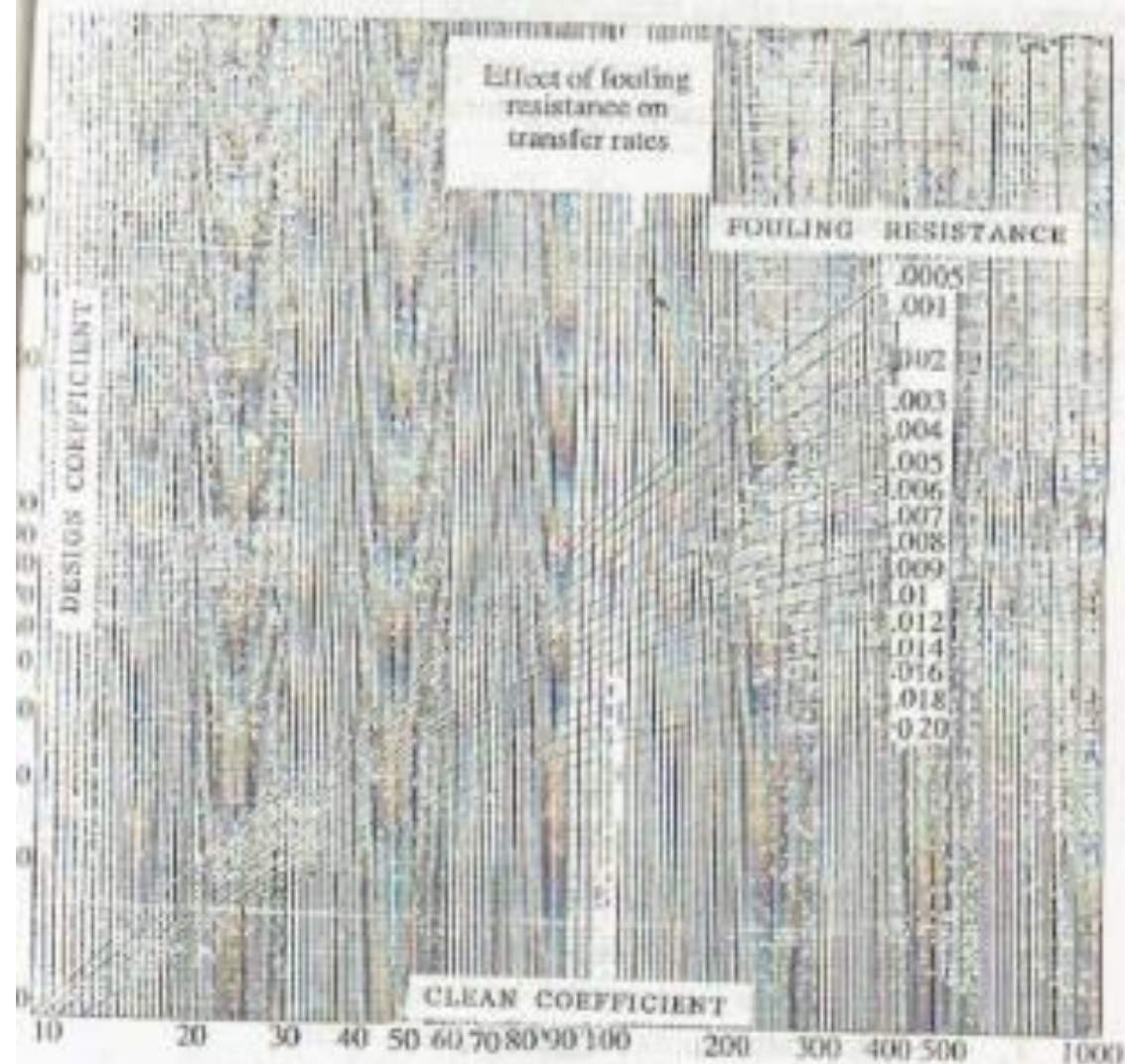
Selanjutnya pada Gambar 8.4 terdapat hubungan antara koefisien perpindahan panas tube yang bersih dengan tahanan pengotoran.

Cara Menggunakan Gambar 8.4:

Misalnya pada tube yang masih bersih koefisien perpindahan panas sebesar = 400. Fouling resistance tube = 0.003 maka koefisien perpindahan panas yang efektif menjadi 180.

Contoh lain, untuk permukaan yang bersih dimana koefisien perpindahan panas keseluruhan 60, terdapat fouling resistance sebesar 0.003 maka koefisien perpindahan panas efektif menjadi 50,5. Di samping itu pengaturan pada alat penukar juga akan mengakibatkan terjadinya penurunan tekanan.

Tabel 8.4 memperlihatkan bagaimana hubungan antara pengaruh kotoran (fouling) terhadap penurunan tekanan alat penukar kalor yang bersih.



Gambar 8.4

Tabel 8.4. Rasio pengotoran dengan permukaan yang bersih terhadap penurunan tekanan

Koefisien fouling (W/m^2C)	1.0	2.0	5.0
Aliran laminar			
6000	1.06	1.20	1.28
2000	1.9	1.44	1.55
< 1000	1.32	1.99	2.38
Aliran Turbulent			
6000	1.12	1.38	1.55
2000	1.37	2.31	2.97
< 1000	1.64	3.44	4.77

Chart untuk menentukan nilai U untuk permukaan yang kotor dengan memperoleh nilai U permukaan yang bersih. Pengotoran yang terjadi merupakan penjumlahan dari pengotoran sebelah tube dan sebelah shell.

IV. SELISIH TEMPERATUR RATA-RATA

Seperti dapat dilihat pada diagram distribusi temperatur yang terjadi pada alat penukar kalor (Gambar 1.1 sampai 1.8), temperatur fluida itu tidak tetap pada setiap keadaan tetapi selalu berbeda. Hal ini berlaku juga pada alat penukar kalor aliran paralel dan aliran berlawanan.

Sebelum menentukan luas permukaan panas alat penukar kalor (A), maka terlebih dahulu ditentukan nilai dari T_{lm} . Ini dihitung berdasarkan selisih temperatur dari fluida yang masuk dan ke luar dari PK.

Selisih temperatur rata-rata logaritmik (logarithmic mean overall temperature difference - LMTD) atau T_{lm} dapat dihitung dengan formula berikut:

$$LMTD = T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (8.4)$$

di mana:

T_{lm} = Selisih temperatur rata-rata logaritmik

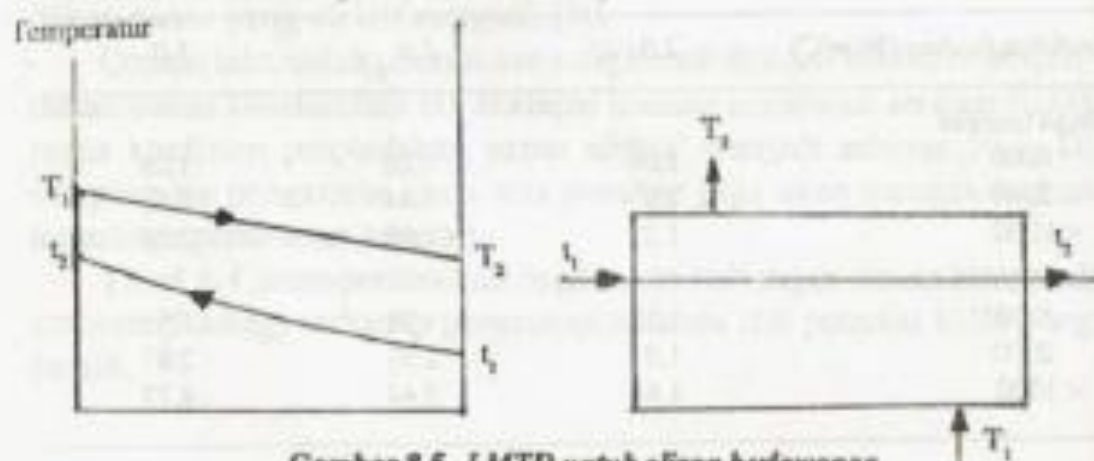
T_1 = Temperatur fluida masuk ke dalam shell (di luar tubes)

T_2 = Temperatur fluida yang keluar dari shell

t_1 = Temperatur fluida yang masuk ke dalam tube

t_2 = Temperatur fluida keluar dari tube

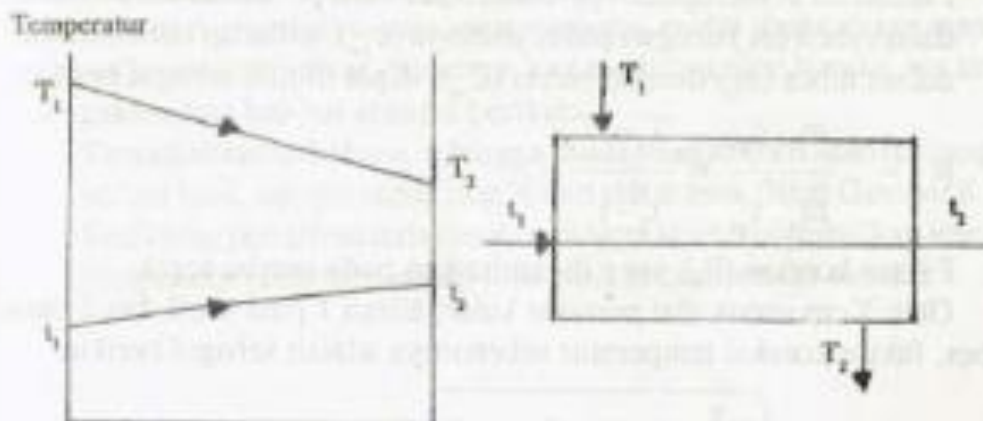
Formula di atas berlaku untuk alat penukar kalor dengan aliran fluida berlawanan (lihat Gambar 8.5)



Gambar 8.5. LMTD untuk aliran berlawanan

Untuk aliran yang paralel arah aliran fluida berbeda, maka formula itu menjadi sebagai berikut:

$$LMTD = T_{lm} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}} \quad (8.5)$$



Gambar 8.6. LMTD untuk parallel flow

Secara umum, formula itu ditulis sebagai berikut:

$$LMTD = \Delta T_{lm} = \frac{T_{max} - T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \quad (8.6)$$

di mana:

ΔT_{max} = nilai maksimum $(T_1 - t_1)$ atau $(T_1 - t_2)$

ΔT_{min} = nilai minimum $(T_2 - t_2)$ atau $(T_2 - t_1)$

Di dalam perencanaan alat penukar kalor harus dicari selisih temperatur rata-rata sebenarnya, yaitu dengan menggunakan faktor koreksi F_T . Besarnya selisih temperatur rata-rata sebenarnya adalah:

$$\Delta T_m = F_T \times \Delta T_{lm} = F_T \times LMTD \quad (8.7)$$

di mana:

ΔT_m = selisih temperatur rata-rata yang sebenarnya.

ΔT_{lm} = selisih temperatur rata-rata logaritmik (LMTD)

F_T = faktor koreksi didapat dari grafik koreksi (Gambar 8.8 sampai 8.15)

Faktor koreksi ini merupakan fungsi dari

1. Temperatur fluida di dalam dan di luar tubes
2. Jumlah aliran (pass) dari shell dan tubes.

Grafiknya digambarkan sedemikian rupa di mana terdapat 3 besaran sekaligus yaitu:

- ⇒ 1. Temperatur efisiensi alat penukar kalor (S) di mana $S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$ pada sumbu mendatar.
2. Parameter R merupakan perbandingan hasil perkalian aliran fluida dalam shell (m_s) dengan panas jenisnya (c_{ps}), terhadap aliran fluida dalam tubes (m_t) dengan panas (C_{pt}), dapat ditulis sebagai berikut:

$$R = \frac{m_t \cdot c_{pt}}{m_s \cdot c_{ps}} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

3. Faktor koreksi (F_T) yang digambarkan pada sumbu tegak.
Oleh Kern untuk alat penukar kalor, aliran 1 pass shell dan 2 pass tubes, faktor koreksi temperatur sebenarnya adalah sebagai berikut:

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 + 1) \ln [(1 - S)/(1 - RS)]}}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S [R + 1 - \sqrt{R^2 - 1}]}{2 - S [R + 1 + \sqrt{R^2 - 1}]} \right]}$$

Besarnya faktor koreksi alat penukar kalor dengan jumlah pass yang berbeda, serta hubungannya dengan parameter R dan S dapat dilihat pada Gambar 8.8 sampai 8.15 .

Penggunaan selisih temperatur rata-rata logaritmis untuk aliran berlawanan dan aliran searah sangat sesuai jika dipenuhi kondisi berikut:

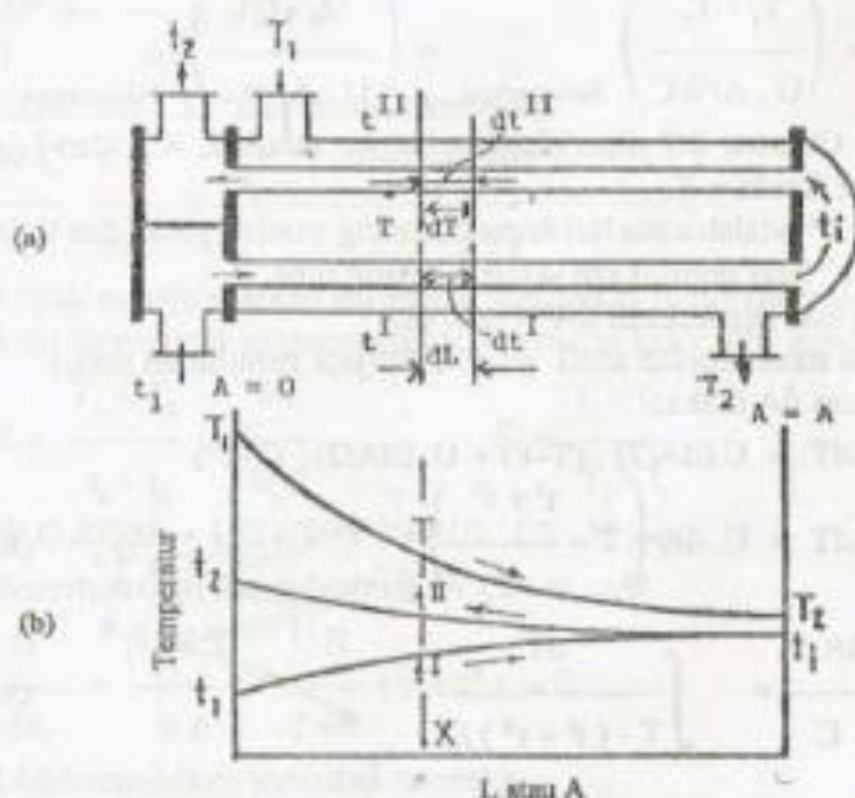
1. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (*overall heat transfer coefficient*) selalu tetap.
2. Terjadi pencampuran (*mixing*) yang sempurna di dalam shell dan aliran dalam tube.
3. Kapasitas aliran yang melintang cukup besar.
4. Besarnya aliran dan juga panas jenis fluida tidak berubah.
5. Entalpi fluida merupakan fungsi linear dari temperatur.
6. Luas permukaan sama pada masing-masing pass shell dan tube.
7. Tidak terjadi kerugian panas alat penukar kalor terhadap sekitarnya.

V. SELISIH TEMPERATUR YANG SEBENARNYA PADA PENUKAR KALOR 1-2 PASS

Di dalam aliran kombinasi penukar kalor 1-2 pass, besarnya LMTD yang diperoleh belum menggambarkan selisih temperatur yang sebenarnya. Untuk itu harus ada suatu persamaan yang dapat menggantikan LMTD di dalam perhitungannya.

Oleh Underwood, juga telah dipresentasikan oleh Nagle, Bowman, Mueller metode untuk kalkulasi ini. Fluida yang berada disebelah shell mengalami dua variasi secara terus menerus, mulai dari saluran masuk sampai ke saluran keluar, beberapa kali melintasi tube bundel, ini akan mengakibatkan hal-hal sebagai berikut:

1. Terjadi aliran turbulensi, sehingga fluida sebelah shell akan tercampur secara baik, sampai sepanjang X dari sisi masuk (lihat Gambar 8.7).
2. Sedikit terjadi aliran turbulensi, sehingga akan menimbulkan seleksi temperatur pada tube setiap tube pass secara sendiri-sendiri.



Gambar 8.7. Distribusi temperatur pada penukar kalor dengan 1-2 pass

Butir 2 di atas dieliminir dengan sekat dan aliran turbulensi alam, sedangkan butir 1 harus didasari dengan asumsi-asumsi untuk dapat menjabarkan besarnya selisih temperatur sebenarnya.

Asumsi pada penukar kalor 1-2 pass, guna menentukan selisih temperatur ini adalah:

1. Suhu fluida pada sisi shell berada pada keadaan isotermal untuk setiap potongan (*cross section*).
2. Terdapat jumlah panas yang sama pada setiap pass.
3. Koefisien perpindahan panas keseluruhan U tetap.
4. Laju aliran dari setiap fluida konstan.
5. Panas spesifik dari setiap fluida konstan.
6. Tidak terjadi perubahan fase, penguapan dan kondensasi pada fluida.
7. Tidak terjadi kerugian panas.

Neraca panas keseluruhan, dengan Δt merupakan selisih temperatur sebenarnya:

$$Q = U A \Delta t = W \cdot C (T_1 - T_2) = w \cdot c (t_2 - t_1) \quad (8.8)$$

$$\Delta t = \left(\frac{T_1 - T_2}{U \cdot A/WC} \right)_{\text{Sebenarnya}} = \left(\frac{t_2 - t_1}{U \cdot A/w.c} \right)_{\text{Sebenarnya}} \quad (8.9)$$

Pada Gambar 8.7 diperlihatkan bahwa untuk $L = X$ dan $L = L$, temperatur fluida = T .

t^I dan T^II adalah suhu fluida pada masing-masing pass I dan II dalam tube, dan a'' luas permukaan setiap panjang tube.

Kenaikan luas permukaan $dA = a'' \cdot dL$.

Perubahan suhu sebelah shell = $-DT$ (terjadi penurunan suhu).

Melalui luas dA maka:

$$\begin{aligned} W.C.dT &= U.(dA/2) \cdot (T-t^I) + U \cdot (dA/2) \cdot (T-t^{II}) \\ W.C.dT &= U \cdot dA \left(T - \frac{t^I + t^{II}}{2} \right) \end{aligned} \quad (8.10)$$

$$\int \frac{U dA}{W \cdot C} = \int \frac{dT}{T - (t^I + t^{II})/2} \quad (8.11)$$

Besarnya T , t^I dan t^{II} adalah merupakan variabel bebas.

Neraca panas untuk $L = X$ pada saat fluida panas masuk:

$$W.C (T - T_2) = w \cdot c (t^{II} - t^I) \quad (8.12)$$

Neraca panas tiap pass adalah:

$$w.c.dt^I = U \cdot \frac{dA}{2} (T - t^II) \quad (8.13)$$

$$w.c.dt^{II} = -U \cdot \frac{dA}{2} (T - t^II) \quad (8.14)$$

Kedua persamaan itu dibagikan:

$$\frac{dt^{II}}{dt^I} = - \frac{T - t^II}{T - t^I} \quad (8.15)$$

Eliminasi harga t^II dan dt^{II} dari persamaan 8.12 dan 8.14

$$t^II = \frac{W \cdot C}{w \cdot c} (T_2 - T) + t^I \quad (8.16)$$

Diferensiasi persamaan 8.16 dengan T_1 temperatur fluida panas saat masuk adalah tetap:

$$dt^{II} = - \frac{W \cdot C}{w \cdot c} dT + dt^I \quad (8.17)$$

Substitusi 8.15 dan disusun kembali:

$$\frac{W \cdot C}{w \cdot c} \frac{dT}{dt^I} = 1 + \frac{T - t^I - (W \cdot C / w \cdot c) (T_2 - T)}{T - t^I} \quad (8.18)$$

Untuk menyelesaikan ini maka persamaan harus dieliminasi dan untuk itu dipergunakan parameter alat penukar kalor tube ganda, yaitu:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{w \cdot c}{W \cdot C} \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$W \cdot C \frac{dT}{dA} + U/2 (T - t^I) + U/2 (T - t^II) = 0 \quad (8.19)$$

Sederhanakan dan substitusi $W \cdot C = w \cdot c/R$

$$\frac{dT}{dA} + \frac{U \cdot R \cdot T}{w \cdot c} - \frac{U \cdot R}{2 \cdot w \cdot c} (t^I + t^II) = 0 \quad (8.20)$$

Didiferensialkan terhadap A, maka:

$$\frac{d^2T}{dA^2} + \frac{U \cdot R}{w \cdot c} \frac{dT}{dA} - \frac{U \cdot R}{(2 \cdot w \cdot c)^2} \left(\frac{dt^I}{dA} + \frac{dt^{II}}{dA} \right) = 0 \quad (8.21)$$

Substitusi (8.13) dan (8.14) maka:

$$\frac{d^2T}{dA^2} + \frac{UR}{wc} \frac{dT}{dA} - \frac{U^2 R}{(2wc)^2} \cdot (t^u - t^l) = 0 \quad (8.22)$$

$$\frac{T - T_2}{T_1 - T_2} = \frac{t^l - t^u}{t_1 - t_2} \quad (8.23)$$

$$t^u - t^l = (T - T_2)/R \quad (8.24)$$

$$\frac{d^2T}{dA^2} + \frac{UR}{wc} \frac{dT}{dA} - \frac{U^2 T}{(2wc)^2} = - \frac{U^2 T_2}{(2wc)^2} \quad (8.25)$$

Didiferensialkan lagi terhadap A, maka :

$$\frac{d^3T}{dA^2} + \frac{UR}{wc} \frac{d^2T}{dA} - \frac{U^2 dT}{(2wc)^2 dA} = 0 \quad (8.26)$$

Persamaan (8.26) dapat diselesaikan dengan melihat bentuknya pada persamaan diferensial yang ada.

Dari sini didapat persamaan berikut:

$$T = K_1 + K_2 \cdot e^{(UA/2wc)} (R + \sqrt{R^2 + 1}) + K_3 \cdot e^{(UA/2wc)} (R - \sqrt{R^2 + 1}) \quad (8.27)$$

Apabila $T = T_2$, maka A akan naik dari 0 sampai ke A dan dari penyelesaian (8.25), $K_1 = T_2$ maka persamaan 8.27 menjadi:

$$-K_2 \cdot e^{(UA/2wc)} (R + \sqrt{R^2 + 1}) = K_3 \cdot e^{(UA/2wc)} (R - \sqrt{R^2 + 1}) \quad (8.28)$$

Kedua sisi dilogaritmakan, kemudian disederhanakan maka:

$$\frac{UA}{wc} = \frac{1}{\sqrt{R^2 + 1}} \ln\left(-\frac{K_2}{K_3}\right) \quad (8.29)$$

Persamaan (8.27) didiferensialkan:

$$\frac{dT}{dA} = -K_2 \cdot \frac{U}{2wc} (R + \sqrt{R^2 + 1}) \cdot e^{(UA/2wc)} (R + \sqrt{R^2 + 1})$$

$$= K_2 \frac{U}{2wc} (R - \sqrt{R^2 + 1}) \cdot e^{-(UA/2wc)(R - \sqrt{R^2 + 1})} \quad (8.30)$$

Substitusi nilai dT/dA dari persamaan (8.20) dan jika $A = 0$,

$$t^I = t_1; t^II = t_2 \text{ dan } T = T_1; t^I + t^II = t_1 + t_2$$

$$R(t_1 + t_2) - 2RT_1 = -K_2(R + \sqrt{R^2 + 1}) - K_3(R - \sqrt{R^2 + 1}) \quad (8.31)$$

Dari persamaan (8.27) pada $A = 0$ dan $T = T_1$ dan $K_1 = T_2$, maka:
 $T_1 - T_2 = K_2 + K_3 \quad (8.32)$

Kedua sisi dikalikan dengan $(R + \sqrt{R^2 + 1})$.

$$(R + \sqrt{R^2 + 1})(T_1 - T_2) = K_2(R + \sqrt{R^2 + 1}) + K_3(R + \sqrt{R^2 + 1}) \quad (8.33)$$

Ditambahkan persamaan 8.32 dan (8.33) maka diperoleh K_3 :

$$K_3 = \frac{R(t_1 + t_2) + (T_1 - T_2)(R + \sqrt{R^2 + 1}) - 2RT_1}{2\sqrt{R^2 + 1}} \quad (8.34)$$

Kembali ke persamaan (8.32) maka:

$$-K_2 = K_3 - (T_1 - T_2) =$$

$$\frac{(R + \sqrt{R^2 + 1})(T_1 - T_2) - 2\sqrt{R^2 + 1}(T_1 - T_2) - 2RT_1 + R(t_1 + t_2)}{2\sqrt{R^2 + 1}} \quad (8.35)$$

dalam hal $R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$ maka:

$$K_2 = \frac{(R - \sqrt{R^2 + 1})(t_1 - t_2) - (T_1 - t_1) - (T_1 - t_2)}{(R + \sqrt{R^2 + 1})(t_1 - t_2) - (T_1 - t_1) - (T_1 - t_2)} \quad (8.36)$$

Dibagi dengan $(T_1 - t_1)$ dan kemudian substitusi bahwa:
 $S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$ dan $(1 - S) = (T_1 - t_2) / (T_1 - t_1)$

$$\text{maka: } \frac{K_2}{K_3} = \frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \quad (8.37)$$

Substitusi dengan persamaan (8.29) maka:

$$\left(\frac{U A}{w c} \right)_{\text{seb}} = \frac{1}{\sqrt{R^2 + 1}} \ln \frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \quad (8.38)$$

Persamaan di atas merupakan persamaan yang mempunyai hubungan selisih temperatur sebenarnya pada penukar kalor 1-1 pass aliran paralel dan berlawanan.

Bagaimana kita membandingkan dengan LMTD untuk aliran yang berlawanan pada proses dengan temperatur yang sama ?.

Untuk aliran yang berlawanan

$$Q = w c (t_2 - t_1) = U A \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)} \quad (8.39)$$

dari sini diperoleh:

$$\left(\frac{U A}{w c} \right)_{\text{c.f}} = \frac{t_2 - t_1}{\frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)}} = \frac{\ln (1 - S) / (1 - R S)}{R - 1} \quad (8.40)$$

Perbandingan dari selisih temperatur sebenarnya dengan LMTD adalah:

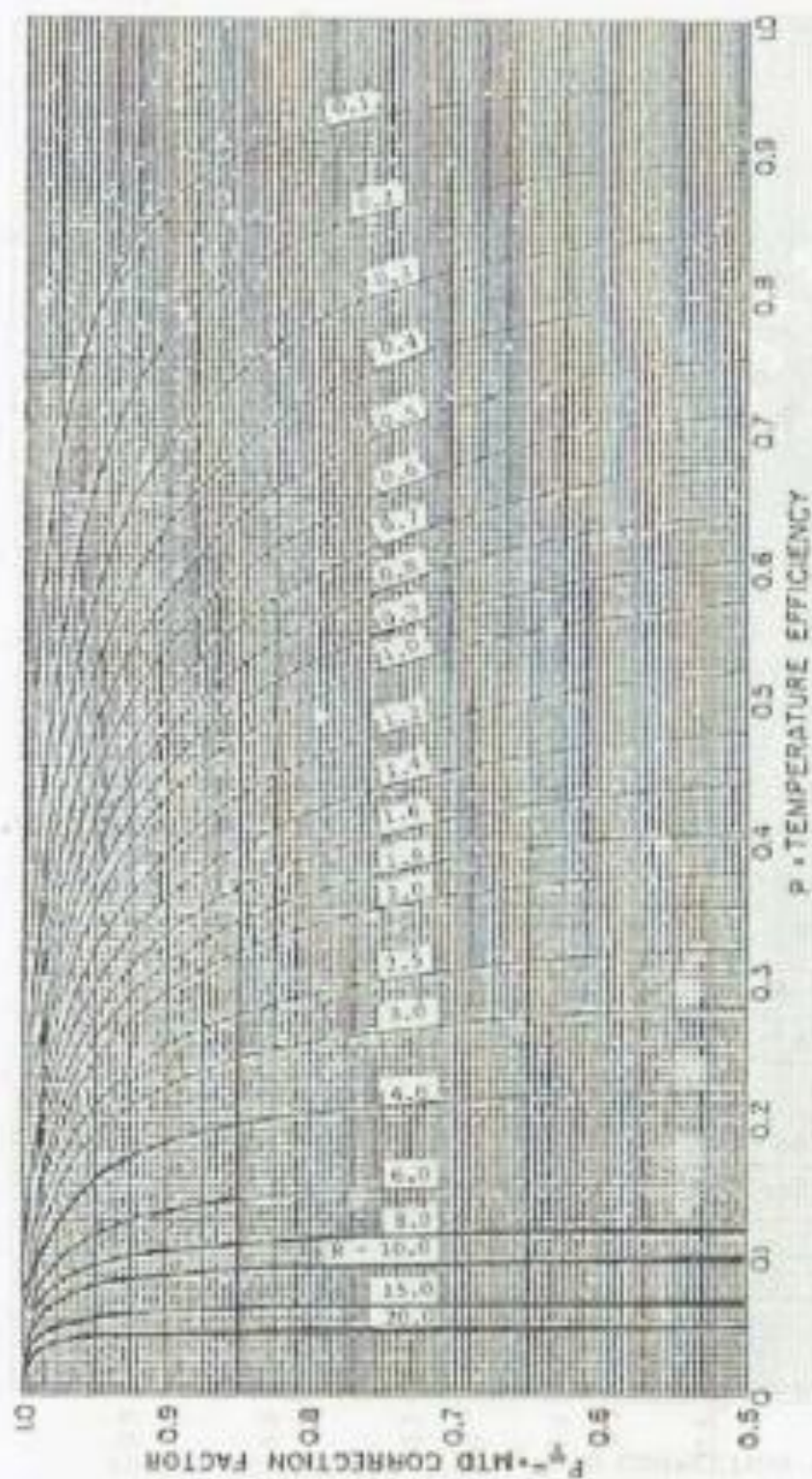
$$\frac{t_2 - t_1}{(U A / w c)_{\text{seb}}} = \frac{(U A / w c)_{\text{c.f}}}{(U A / w c)_{\text{seb}}} \quad (8.41)$$

$$\text{maka : } F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln (1 + S) / (1 - R S)}{(R - 1) \ln \frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}} \quad (8.42)$$

Adalah faktor koreksi selisih temperatur sebenarnya dengan besarnya LMTD. Oleh Fourier ditulis persamaan:

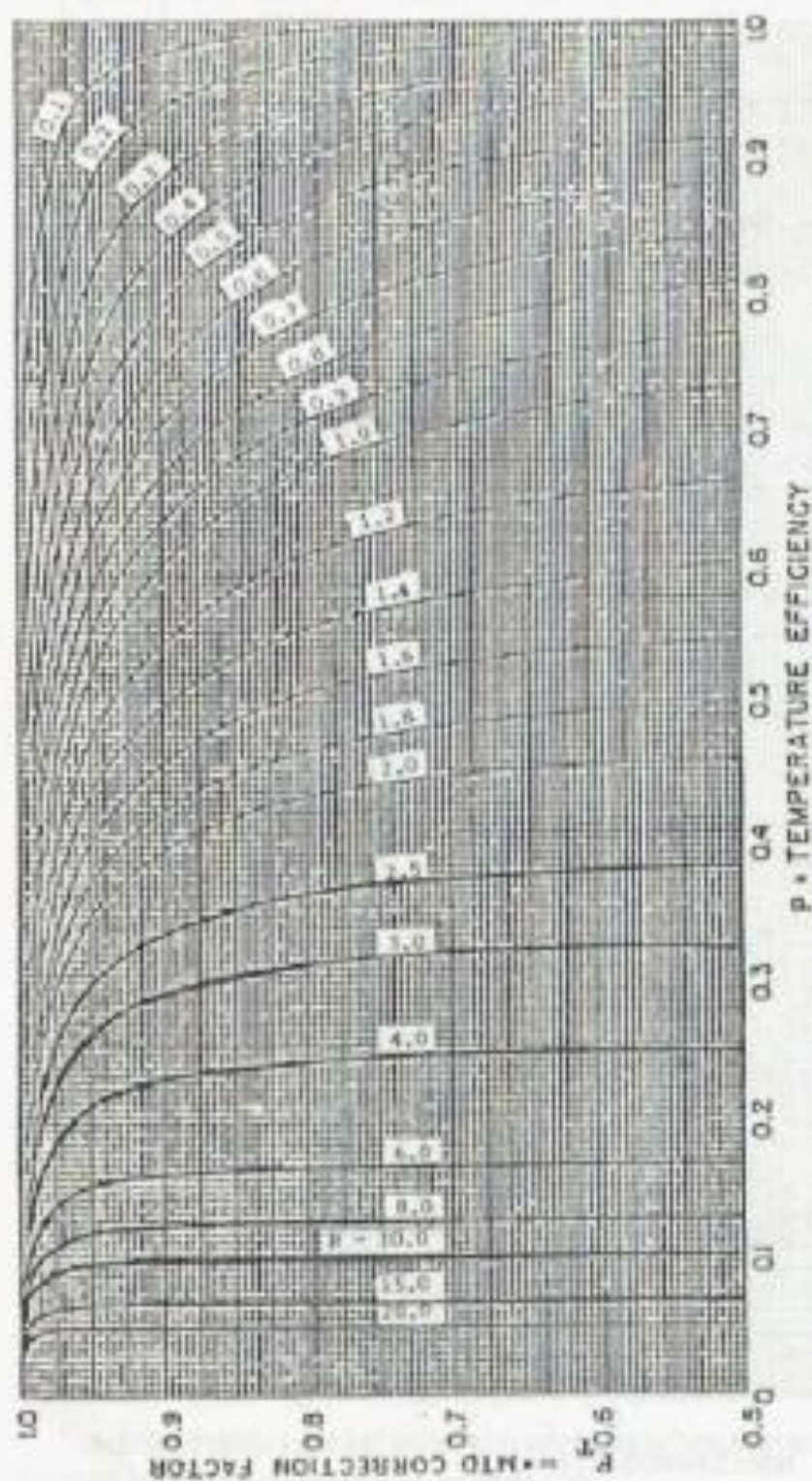
$$Q = U A \Delta T = U \cdot A \cdot F_T \cdot \text{LMTD}$$

Bagaimana hubungan dari F_T besarnya faktor S dan R dapat dilihat pada Gambar 8.15 sampai 8.22.

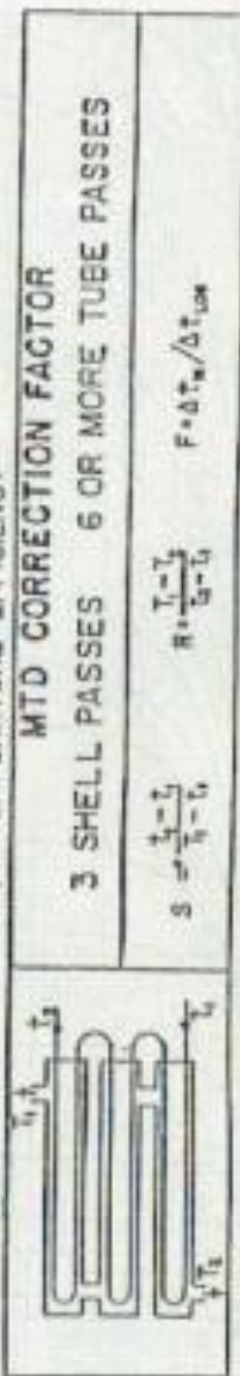
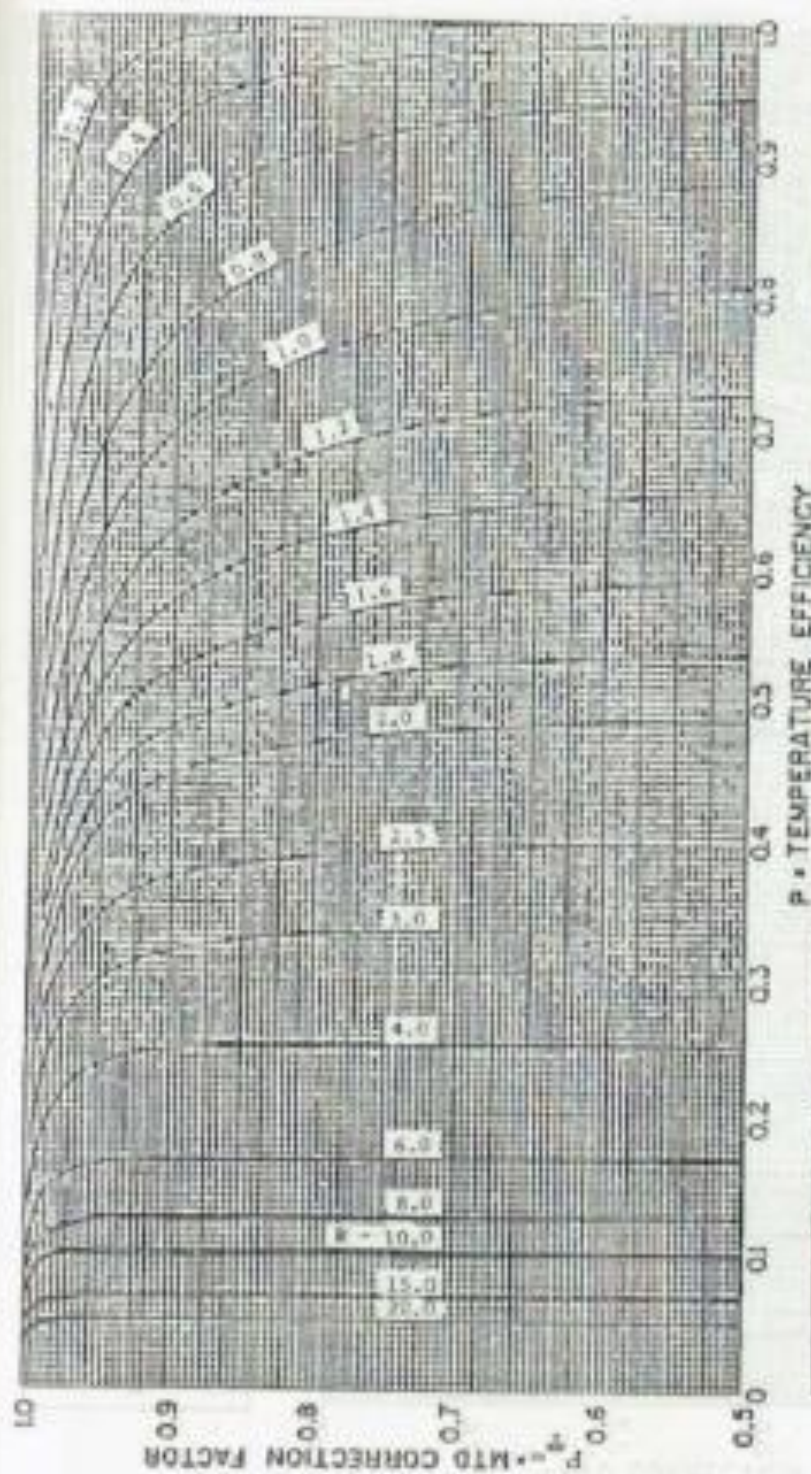


	MTD CORRECTION FACTOR 1 SHELL PASS 2 OR MORE TUBE PASSES <tr> <td> $P = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$ </td><td> $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$ </td></tr> <tr> <td colspan="2"> $F = \frac{\Delta T_{lm}}{\Delta T_{lm, max}}$ </td></tr>	$P = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$	$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$	$F = \frac{\Delta T_{lm}}{\Delta T_{lm, max}}$	
$P = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$	$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$				
$F = \frac{\Delta T_{lm}}{\Delta T_{lm, max}}$					

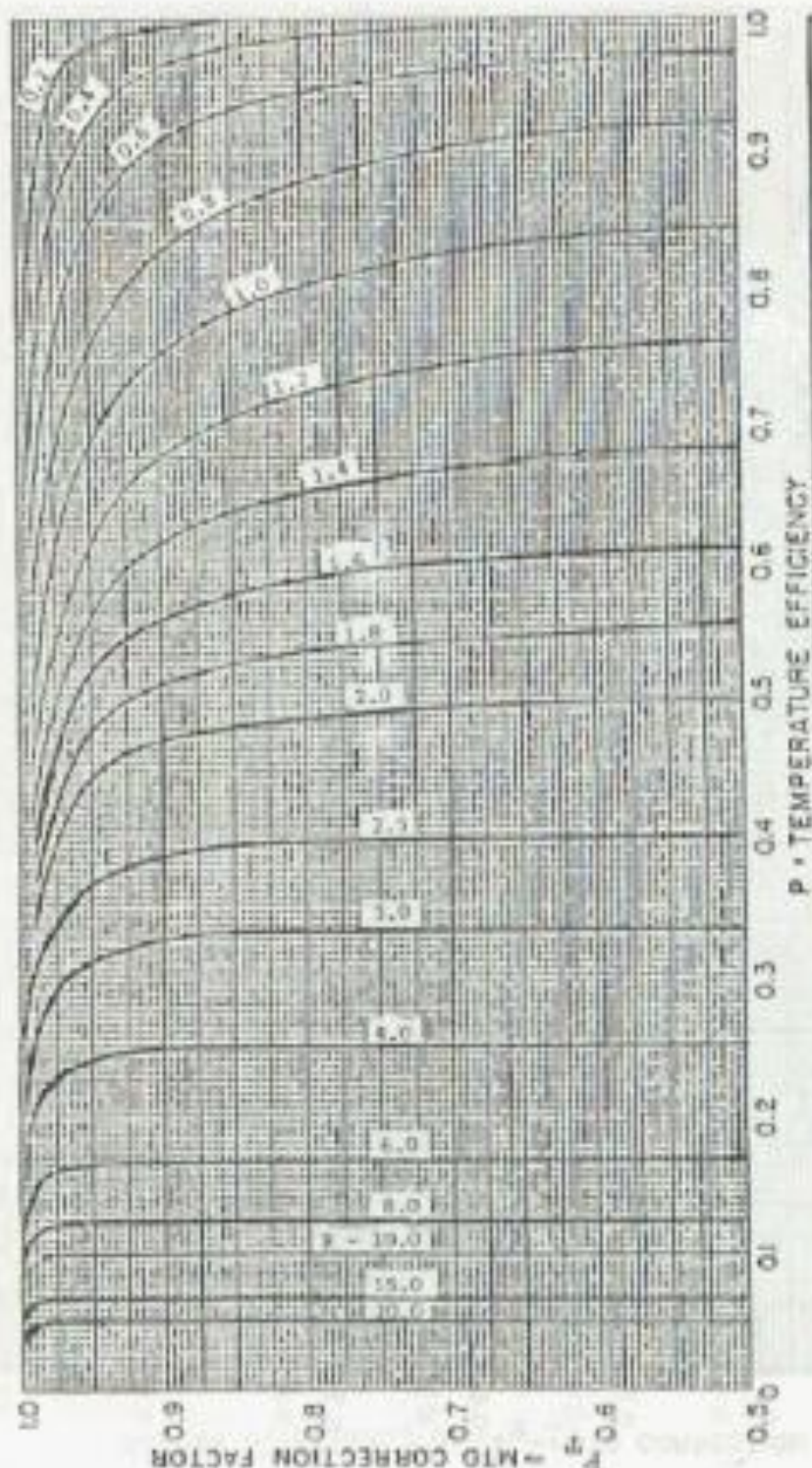
Gambar 8.8



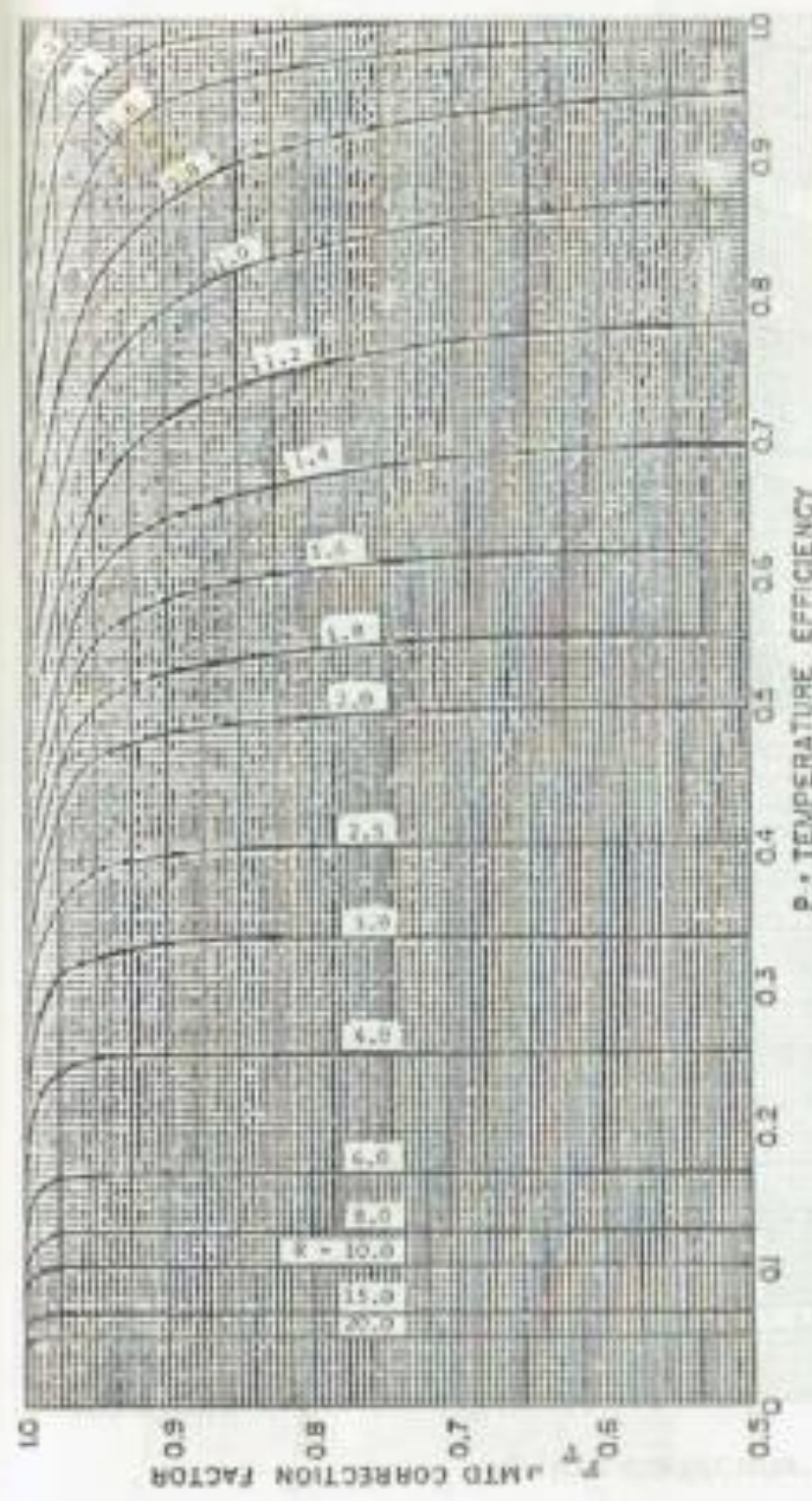
Gambar 8.9



Gambar 8.10

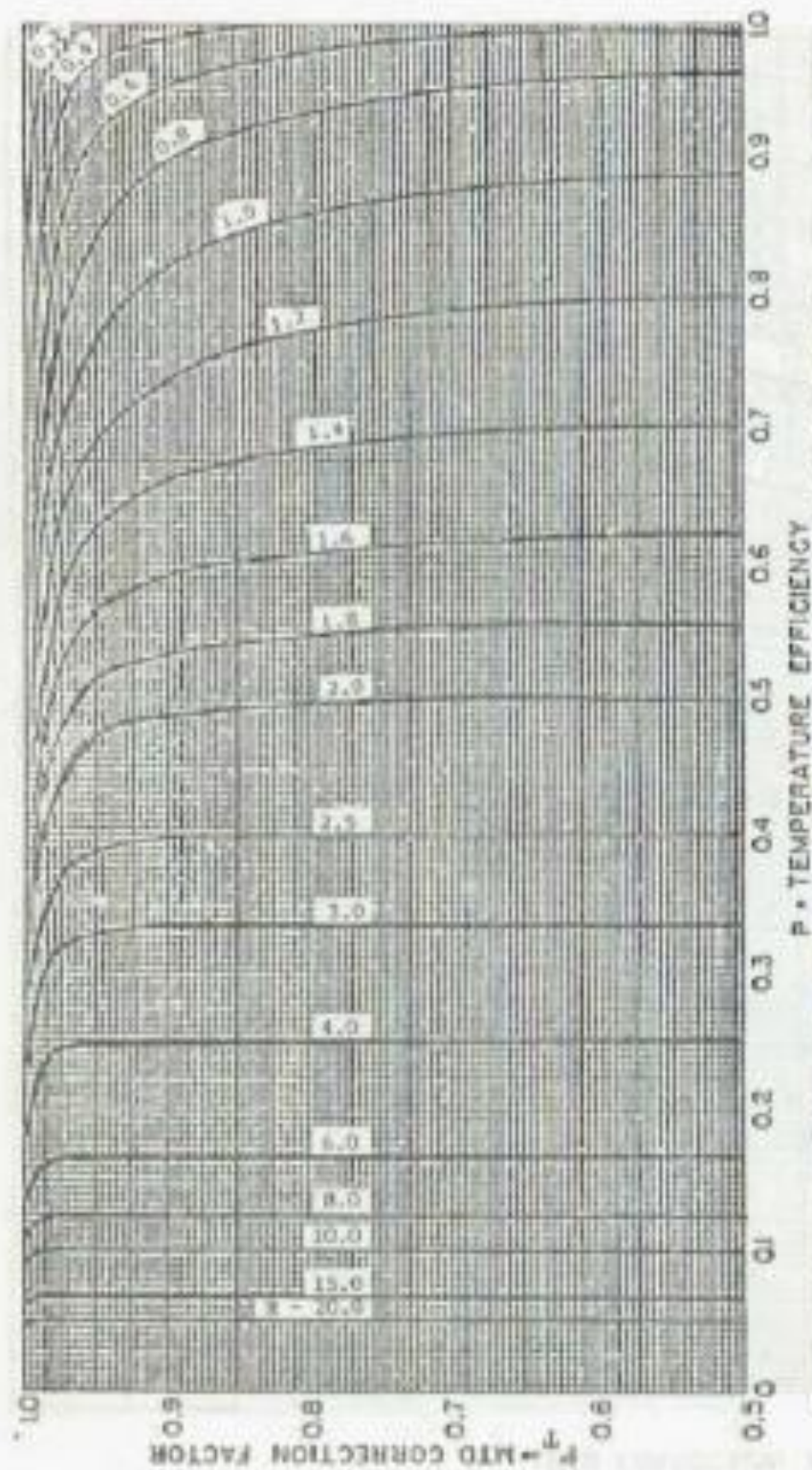


SHELLS	MTD CORRECTION FACTOR 4 SHELL PASSES 8 OR MORE TUBE PASSES $S = \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_1}$ $R = \frac{T_1 - T_2}{T_2 - T_1}$ $F = \Delta T_{LM} / \Delta T_{LM}$
---------------	--

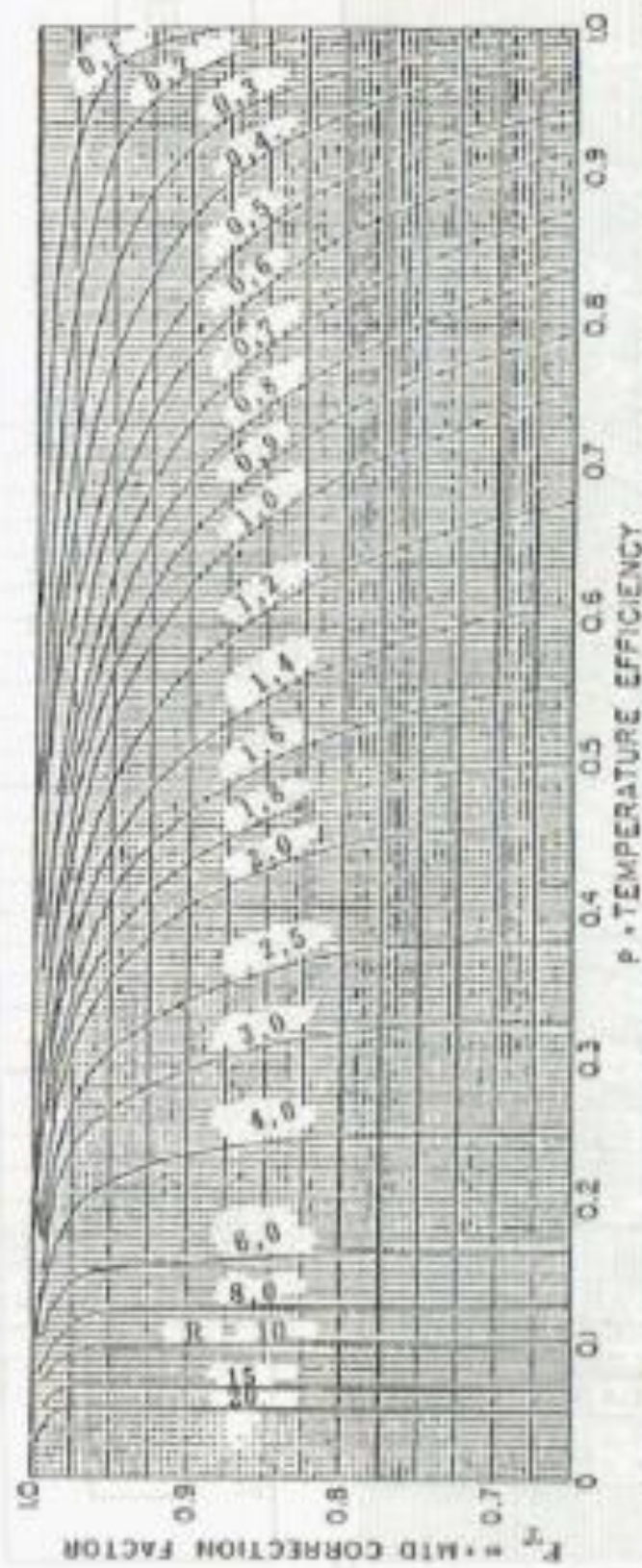


	MTD CORRECTION FACTOR 5 SHELL PASSES 10 OR MORE TUBE PASSES
$S = \frac{T_2 - T_1}{T_4 - T_3}$	$R = \frac{T_2 - T_1}{T_4 - T_3}$
$F = \frac{\Delta T_m}{\Delta T_{LM}}$	

Graph R 12

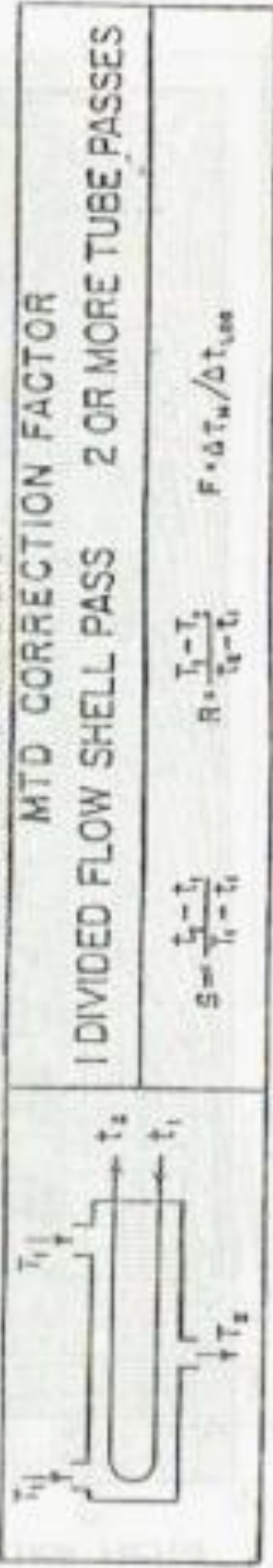
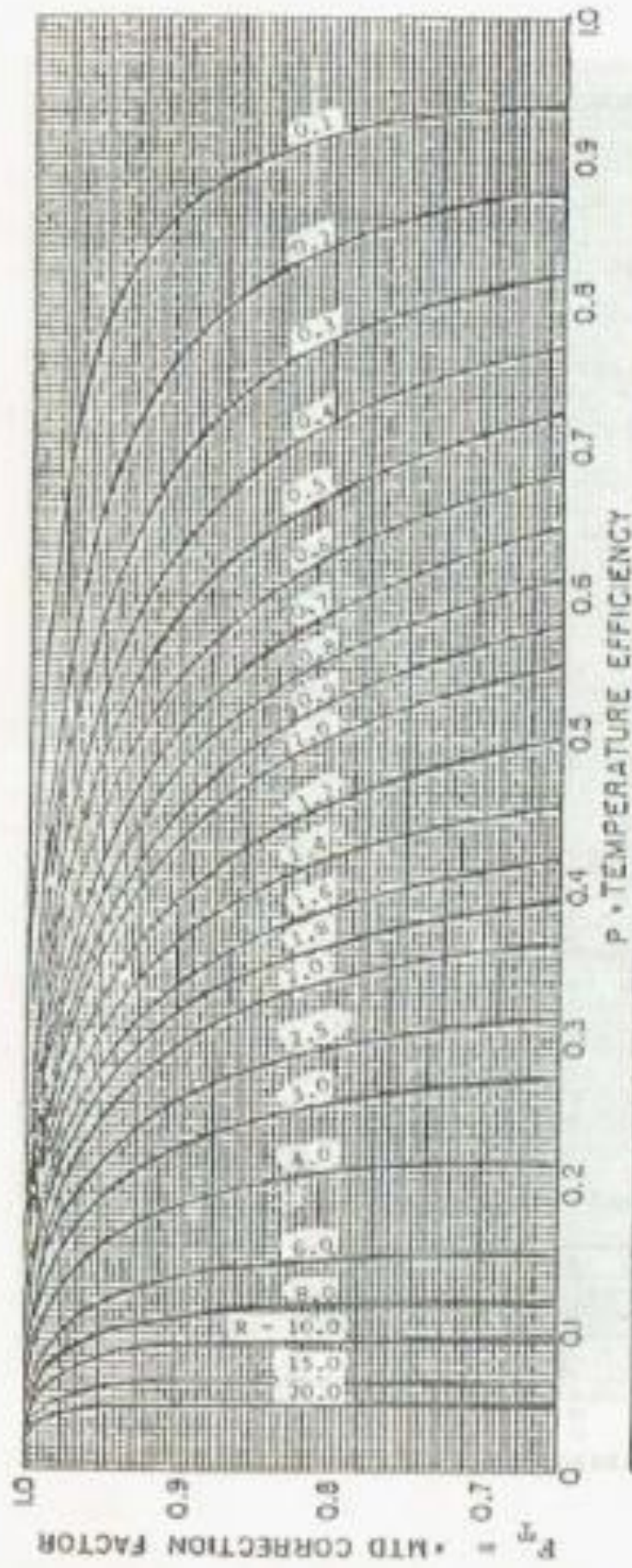


	MTD CORRECTION FACTOR 6 SHELL PASSES 12 OR MORE TUBE PASSES	
	$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$	$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$
		$F = \Delta T_m / \Delta T_{LM}$

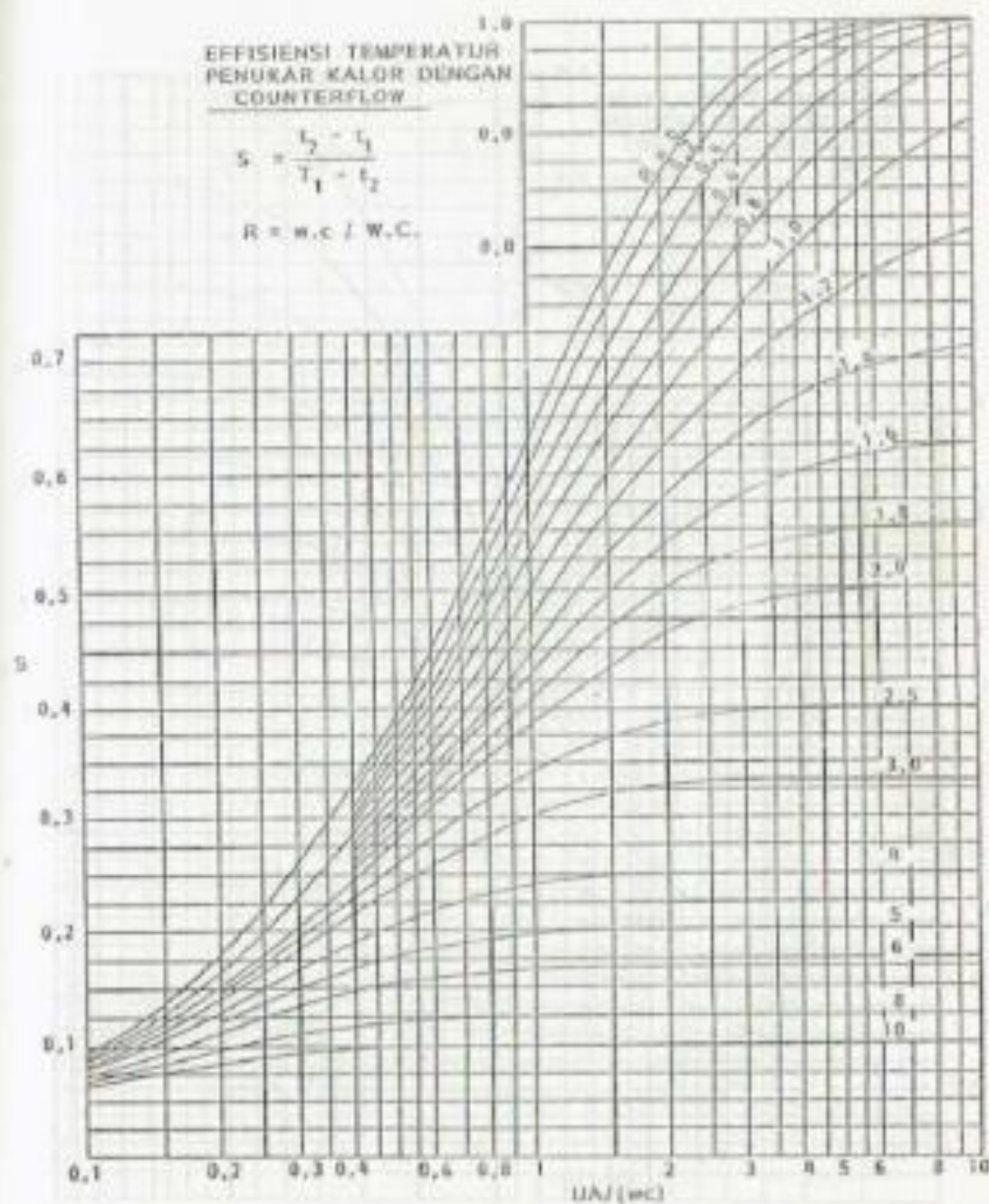


	MTD CORRECTION FACTOR 1 SPLIT FLOW SHELL PASS 2 TUBE PASSES		
	$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$	$R = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$	$F = \Delta T_m / \Delta T_{Lm}$

Gambar 8.14



Gambar 8.15

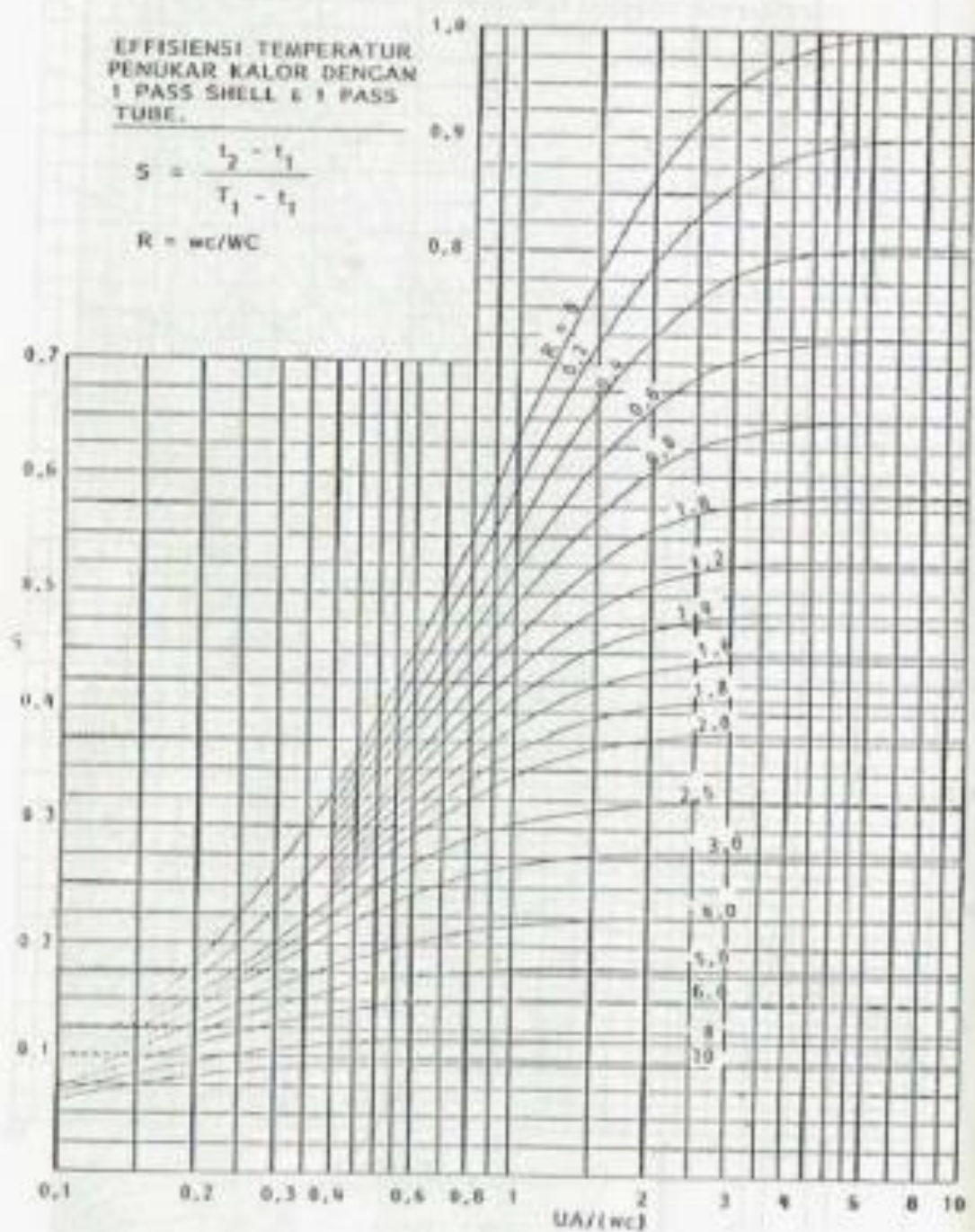


Gambar 8.16

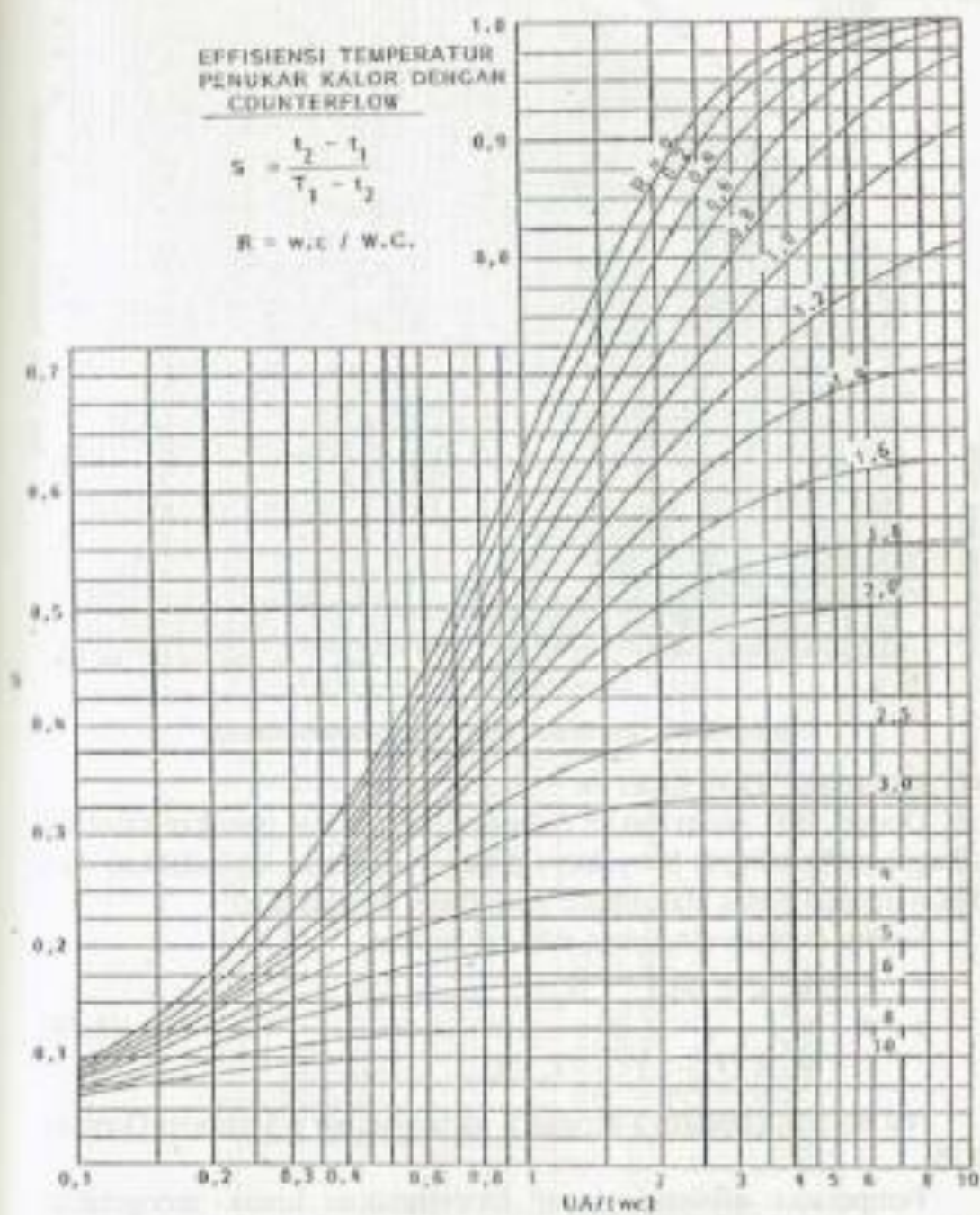
EFFISIENSI TEMPERATUR
PENUKAR KALOR DENGAN
1 PASS SHELL & 1 PASS
TUBE.

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

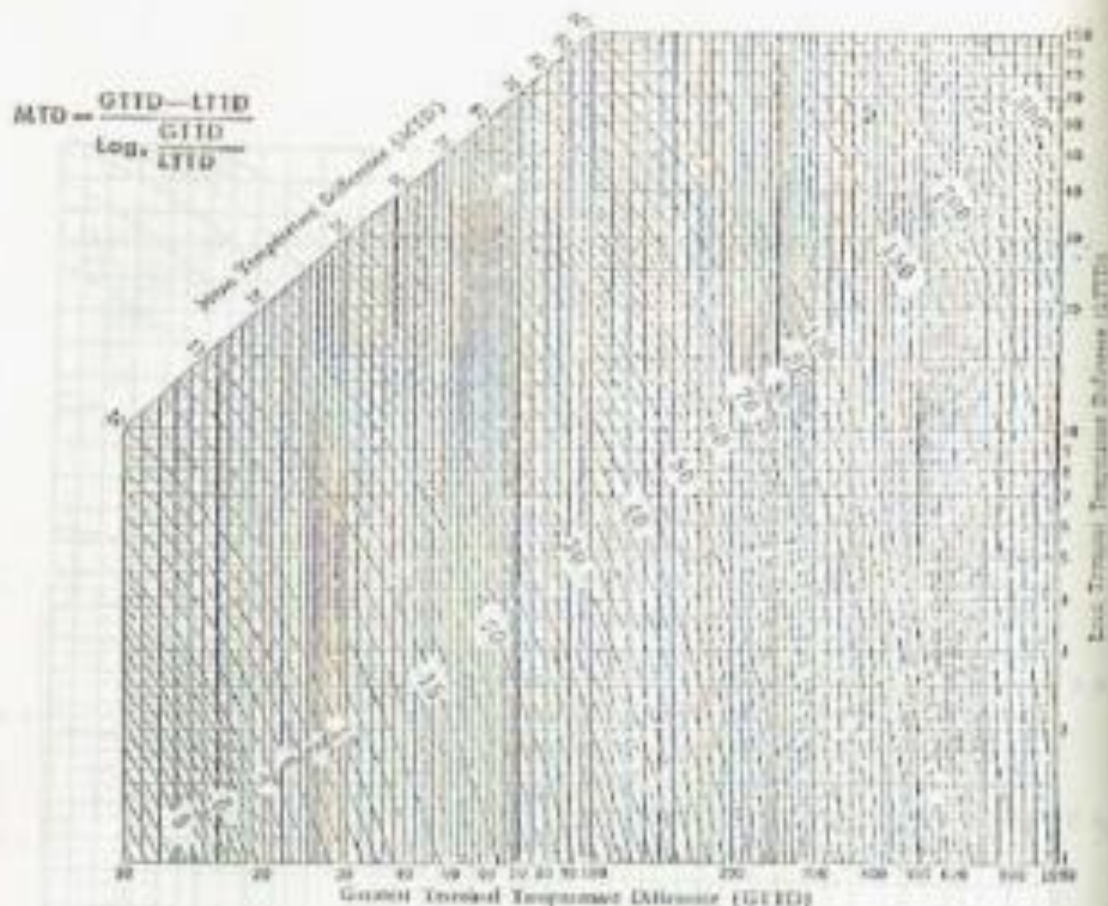
$$R = wc/WC$$



Gambar 8.17



Gambar 8.18



Gambar 8.19. Grafik dari selisih temperatur rata-rata

VI. EFISIENSI TEMPERATUR

Dodge, B.F menyatakan definisi efisiensi alat penukar kalor itu sebagai perbandingan banyaknya panas yang dapat dipindahkan dari fluida dengan panas maksimum yang dapat dipindahkan.

Secara formula dituliskan sebagai berikut:

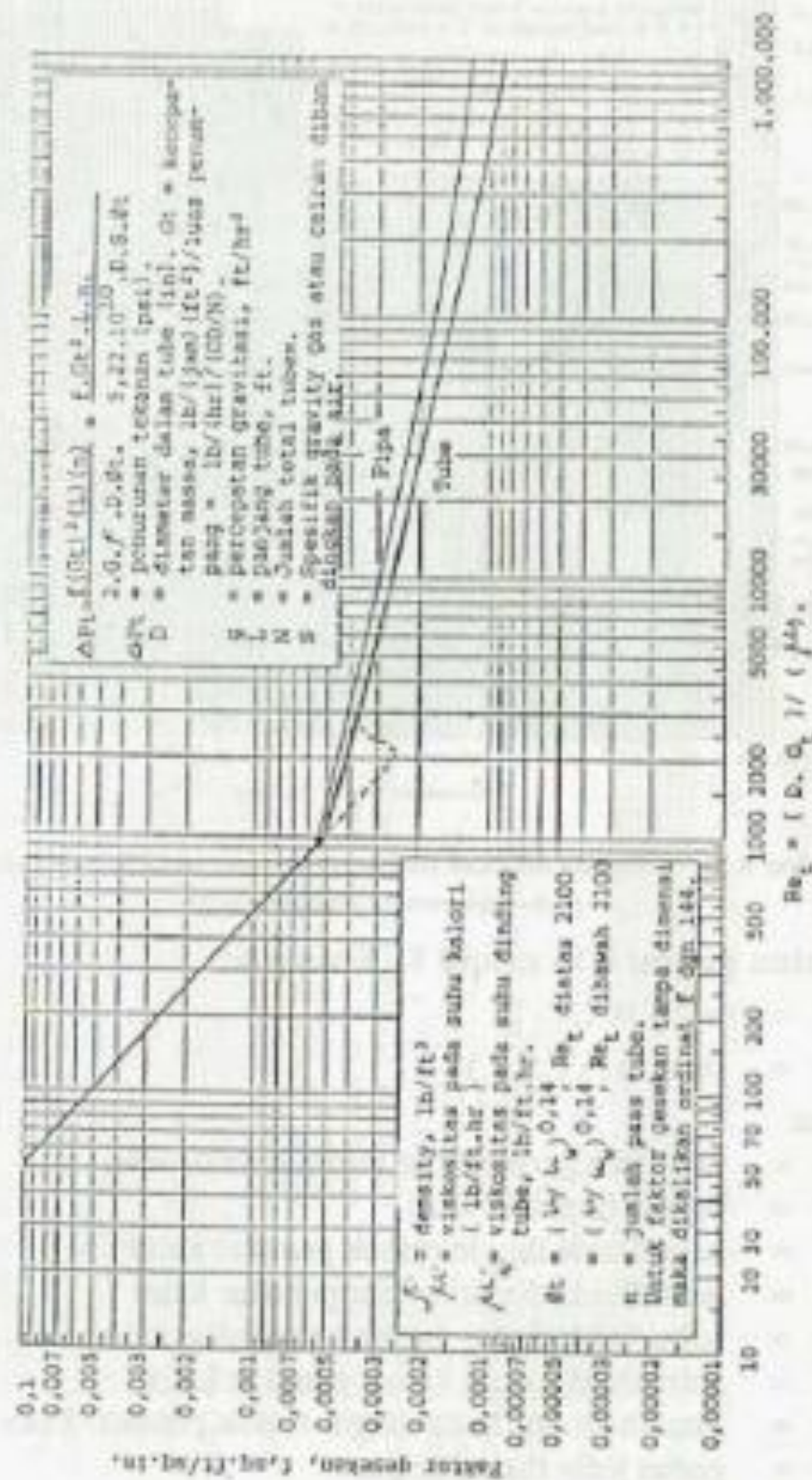
$$e = \frac{w \cdot c (t_2 - t_1)}{w \cdot c (T_1 - t_1)} = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (8.43)$$

Hal ini sama besarnya dengan S pada Gambar 8.8 sampai Gambar 8.15

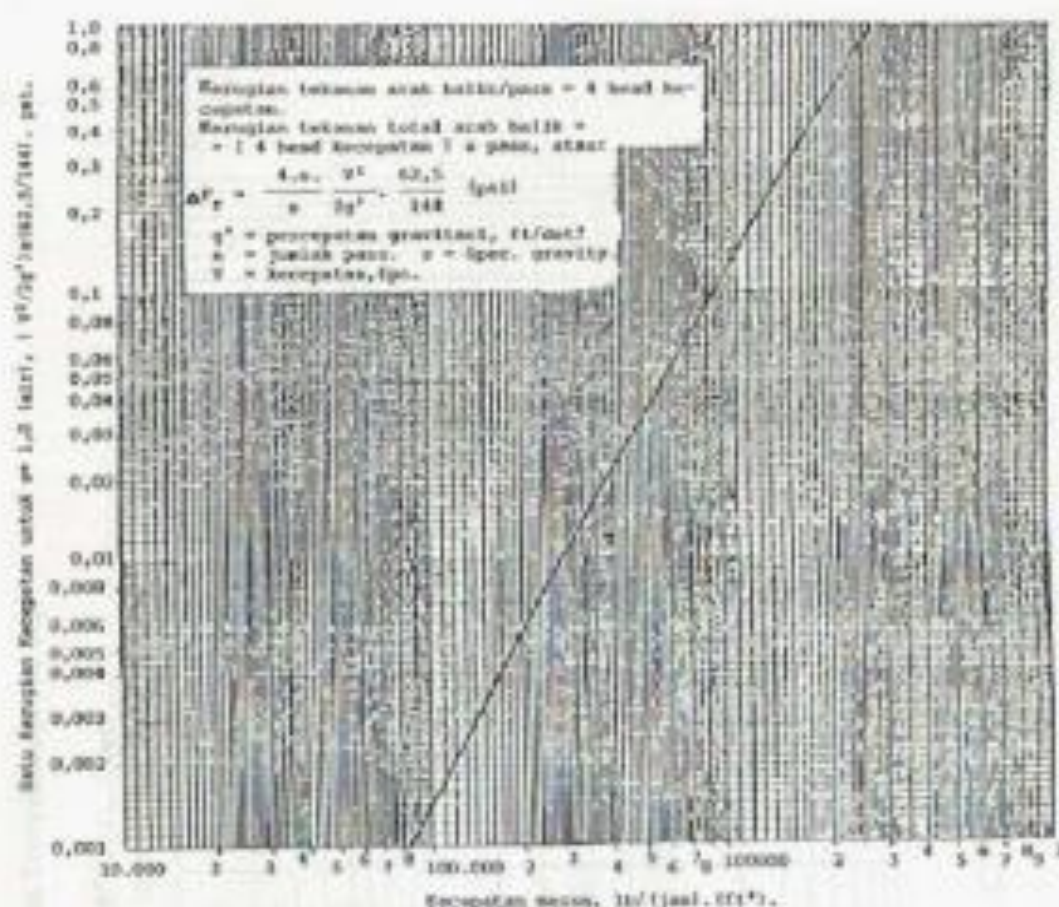
Temperatur efisiensi dapat dipergunakan untuk mengetahui perbandingan $(U.A0) / (w.c)$ pada suatu penukar kalor, seperti pada Gambar 8.16 sampai 8.18.

Dengan mengetahui besaran R dan S, maka dapat diperoleh perbandingan besarnya $(U \cdot A/w.c)$ dari berbagai jenis aliran atau pass shell dan tube.

Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants



Gambar 8.20. Faktor gesekan pada sisi tube



Gambar 8.21. Kerugian tekanan pada sisi tube saat terjadi arah balik aliran (tube-side return pressure loss)

Dalam gambar 8.16 sampai 8.18 nampak:

$$R = w.c / W.C$$

$$\text{dan } S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

di mana:

- U = koefisien perpindahan panas keseluruhan
- A = luas permukaan tebal
- t_1 = suhu fluida dingin masuk penukar kalor
- t_2 = suhu fluida dingin keluar penukar kalor
- T_1 = suhu fluida panas masuk ke penukar kalor
- T_2 = suhu fluida panas keluar penukar kalor
- w = jumlah aliran fluida dingin masuk penukar kalor
- c = panas jenis fluida dingin
- W = jumlah fluida panas masuk penukar kalor
- C = panas jenis fluida panas.

VII. TEMPERATUR RATA-RATA DENGAN MEMPERGUNAKAN GRAFIK
 Kalau pada formula sebelumnya kita sudah dapat menentukan besarnya temperatur rata-rata dengan:

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

Kalau kita sederhanakan menjadi

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_{maks} - \Delta t_{min}}{\ln \frac{\Delta t_{maks}}{\Delta t_{min}}} = \frac{\Delta t_{maks} - \Delta t_{min}}{2,3 \log \frac{\Delta t_{maks}}{\Delta t_{min}}} \text{ LMTD}$$

di mana:

t_m = selisih temperatur rata-rata

t_{min} = selisih terkecil dari temperatur fluida pada ujung alat penukar kalor.

t_{maks} = selisih terbesar dari temperatur fluida pada ujung alat penukar kalor.

Dari grafik 8.19 diperlihatkan skala untuk LTTD (least terminal temperature difference) sama dengan Δt_{min} , GTTD (greater terminal temperature difference) sama dengan Δt_{maks} dan temperatur rata-ratanya = MTD. Maka formula di atas dapat diubah menjadi:

$$\text{MTD} = \frac{\text{GTTD} \cdot \text{LTTD}}{\ln \frac{\text{GTTD}}{\text{LTTD}}} \quad (8.44)$$

Dengan Mempergunakan Grafik MTD

Tentukanlah Mean Temperature Difference fluida yang dimasukkan ke dalam penukar kalor, dimana temperatur fluida panas masuk 180° F suhu keluar 134° F. Fluida yang dingin masuk ke penukar kalor pada suhu 80° F dan keluar menjadi 100° F.

Penyelesaian

$$\begin{array}{lcl} T_1 \longrightarrow & T_2 & 180^\circ\text{F} \longrightarrow 134^\circ\text{F} \\ T_2 \longleftarrow & T_1 & 100^\circ\text{F} \longleftarrow 80^\circ\text{F} \end{array}$$

$$GTTD = 180 - 100 = 80^{\circ}\text{F}$$

$$LTTL = 134 - 80 = 54^{\circ}\text{F}$$

Tarik garis untuk GTTD sebesar 80 dan garis vertikal itu akan memotong garis LTTL yang horizontal (dari titik 54°F).

Titik potongnya adalah pada 66°F yaitu garis yang melengkung dari kiri atas ke kanan bawah.

Jadi dengan demikian diperoleh bahwa : $MTD = 66^{\circ}\text{F}$ untuk aliran fluida yang arah alirannya berlawanan (*counter current flow*).

VIII. PENURUNAN TEKANAN PADA SISI TUBE

Besarnya penurunan tekanan pada tube alat penukar kalor telah diformulasikan oleh Fanning sebagai berikut:

$$\Delta F = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D} \quad (8.44)$$

Persamaan ini digunakan pada fluida yang isothermal.

Kemudian oleh Sider dan Tate dibuat korelasi terhadap faktor gesekan dari fluida yang dipanasi atau didinginkan di dalam tube.

Hasilnya di plot pada Gambar 8.20 dengan mempergunakan persamaan:

$$\Delta P_f = \frac{f \cdot G_f^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \times 10^{10} D \cdot S \cdot \phi_f} \text{ psf} \quad (8.45)$$

di mana:

n = jumlah pass aliran tube

L = panjang tube

$L \cdot n$ = adalah panjang total lintasan dalam ft.

Mengingat bahwa fluida itu mengalami belokan pada saat pass-nya, maka akan terdapat kerugian tambahan penurunan tekanan yang dinyatakan dengan P_r (*return loss*). Besarnya return loss adalah 4 kali head kecepatan setiap pass.

Maka ΔP_r diformulasikan menjadi:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'} \text{ psi} \quad (8.46)$$

Besarnya head kecepatan $v^2/2g'$ digambarkan pada Gambar 8.21 di mana: V - kecepatan fps, s - spesifik gravity dan g adalah percepatan gravitasi (ft^2/sec) sehingga besarnya kerugian total pada sisi sebelah tube:

$$\Delta P_T = \Delta P_i + \Delta P_r \text{ Psi} \quad (8.47)$$

IX. PENURUNAN TEKANAN PADA SISI SHELL

Apabila dibicarakan besarnya penurunan tekanan (*pressure drop*) pada sisi shell alat penukar kalor, masalahnya proporsional dengan berapa kali fluida itu menyeberangi tube bundel di antara sekat-sekat.

Kalau banyaknya sekat yang dipasang pada penukar kalor itu adalah $= N$, maka jumlah berapa kali fluida akan menyeberangi tube bundel adalah $(N + 1)$.

Jika dihubungkan dengan panjang tube, maka didapat

$$N + 1 = \frac{12 \cdot L}{B}$$

dimana:

L = panjang tube dalam inch.

B = jarak sekat (*baffle spacing*) dalam inch.

Besarnya penurunan tekanan pada isothermal untuk fluida yang dipanaskan atau didinginkan, serta kerugian saat masuk dan keluar (*entrance and exit losses*) adalah:

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot D_s \cdot \phi \cdot s} \quad (8.48)$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_s \cdot s \cdot \phi} \text{ (psf)} \quad (8.49)$$

Dalam hal ini: s adalah spesifik gravity fluida.

Untuk mencari besarnya P_s secara langsung dapat dipergunakan Gambar 8.22.

NOTASI YANG DIGUNAKAN PADA BAB VIII

A = Luas perpindahan panas

a_s = Luas sahan aliran melintang melalui bundle.

B = Jarak antara sekat (*baffle spacing*)

C = Panas jenis

C^1 = Kelonggaran (*clearance*) antara tube yang berdekatan

C_s = Panas jenis fluida pada shell

C_{st} = Panas jenis fluida pada tube

D_e = Diameter ekivalent

d_i = Diameter dalam tube

- D_s = Diameter sebelah dalam shell
- D_o = Diameter luar tube
- e = Efisiensi penukar kalor
- f = Faktor gesekan
- F = Penurunan tekanan dari Fanning
- F_T = Faktor koreksi terhadap temperatur rata-rata logaritmik.
- G = Percepatan gravitasi
- G_s = Kecepatan massa (*mass-velocity*) fluida yang mengalir melalui shell.
- G_t = Kecepatan massa (*mass-velocity*) fluida yang mengalir melalui tube.
- GTTD = Greater Terminal Temperatur Difference
- h = Koefisien perpindahan panas konveksi
- h_i = Koefisien perpindahan panas lapisan film bagian dalam tube.
- h_{id} = Koefisien perpindahan panas lapisan kotoran yang ada pada sebelah dalam tube.
- h_o = Koefisien perpindahan panas lapisan film pada bagian luar tube.
- h_{od} = Koefisien perpindahan panas kotoran pada bagian luar tube.
- K = Konstanta persamaan.
- L = Panjang tube.
- LTDD = Least Terminal Temperature Difference
- M_s = Masa aliran fluida dalam shell
- M_t = Masa aliran fluida dalam tube
- N = Jumlah sekat (baffle) yang dipasang
- n = Jumlah pass aliran sisi tube
- P_s = Penurunan tekanan saat masuk dan keluar
- P_r = Jarak antara tube (tube pitch)
- P_i = Penurunan tekanan aliran pada sisi tube
- P_T = Penurunan tekanan total
- P_r = Penurunan tekanan aliran saat kembali atau return-loss
- Q = Banyaknya kalor yang dilepaskan
- R = Parameter penukar kalor
- Re = Bilangan Reynolds
- S = Temperatur efisiensi penukar kalor
- s = Spesifik gravity
- T_1 = Temperatur fluida masuk shell
- T_2 = Temperatur fluida keluar shell
- t_1 = Temperatur fluida masuk ke dalam tube
- t_2 = Temperatur fluida keluar dari tube