II. TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kopi

Kopi adalah spesies tanaman berbentuk pohon dan termasuk dalam famili *Rubiaceae.* Tanaman ini tumbuh tegak, bercabang dan dapat mencapai tinggi 12 meter (Danarti & Najiyati, 1999). Tanaman kopi merupakan komoditas ekspor yang mempunyai nilai ekonomis yang relatif tinggi di pasaran dunia, di samping merupakan salah satu komoditas unggulan yang dikembangkan di Jawa Barat. Sudah hampir tiga abad kopi diusahakan penanamannya di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan konsumsi di dalam negeri dan luar negeri (Siswoputranto, 1978). Lebih dari 90% tanaman kopi diusahakan oleh rakyat Indonesia. Di dunia perdagangan dikenal beberapa golongan kopi, akan tetapi yang paling sering dibudidayakan adalah kopi arabika, robusta, dan liberika (Danarti & Najiyati, 1999).

Kopi merupakan komoditas ekspor terpenting kedua dalam perdagangan global, setelah minyak bumi. Kopi adalah komoditas pertanian yang diperdagangkan paling meluas di dunia, sebagian besar dikelola petani skala kecil dengan peran wanita yang signifikan. Kopi dihasilkan oleh lebih dari 70 Negara sedang berkembang dimana 45 Negara diantaranya memasok 97% produksi kopi dunia.

Gambar 2.1. Tanaman Kopi (Rahardjo,2012)

Kopi merupakan komoditas penting sebagai *agent of development* yang memberikan pendapatan, dan karena proses produksi dan panennya adalah padat tenaga kerja, mampu menjadi sumber kesempatan kerja yang penting di perdesaan, baik untuk tenaga kerja laki-laki maupun perempuan (ICO, 2009).

Pada tahun 2010, Indonesia menjadi Negara produsen kopi utama ketiga di dunia setelah Brazil dan Vietnam, sementara pada posisi keempat adalah Negara Kolombia. Keempat Negara ini menghasilkan 63,48% produksi kopi dunia (ICO, 2012). Produksi kopi Indonesia dan Vietnam masih dominan kopi robusta sementara produsen terbesar Brazil, dan urutan keempat Kolombia lebih dominan menghasilkan kopi arabika. Kopi merupakan salah satu komoditas andalan perkebunan yang mempunyai kontribusi yang cukup nyata dalam perekonomian Indonesia yaitu sebagai penghasil devisa, sumber pendapatan petani, penghasil bahan baku industri, penciptaan lapangan kerja, dan pengembangan wilayah.

2.2 Standardisasi Mutu Kopi

Standar mutu diperlukan sebagai tolak ukur dalam pengawasan mutu dan merupakan perangkat pemasaran dalam menghadapi klaim dari konsumen dan dalam memberikan umpan balik ke bagian pabrik dan bagian kebun. **S**tandardisasi meliputi definisi, klasifikasi, syarat mutu, cara pengambilan contoh, cara uji, syarat penandaan, cara pengemasan. Standar Nasional Indonesia Biji kopi menurut SNI No 01-2907-1999 seperti ditunjukan pada pada Tabel 2 berikut ini

Tabel 2.1 Spesifikasi Persyaratan Mutu Kopi Menurut SNI

No	Jenis Uji	Satuan	Persyaratan
1	Kadar air, (b/b)	%	Masksimum 12
2	Kadar kotoran berupa ranting, batu, tanah dan benda-benda asing lainnya	%	Maksimum 0.5
3	Serangga hidup	-	bebas
4	Biji berbau busuk dan berbau kapang	-	bebas
5	Biji ukuran besar, tidak lolos ayakan lubang bulat ukuran diameter 7.5 mm (b/b)	%	Maksimum lolos 2.5
6	Biji ukuran sedang lolos ayakan lubang bulat ukuran diameter 7.5 mm, tidak lolos ayakan lubang bulat ukuran diameter 6.5 mm (b/b)	%	Maksimum lolos 2.5
7	Biji ukuran kecil, lolos ayakan lubang bulat ukuran diameter 6.5 mm, tidak lolos ayakan lubang bulat ukuran diameter 5,5 mm (b/b)	%	Maksimum lolos 2.5

Sumber : Standar Nasional Indonesia. 2008. *Biji Kopi*. SNI 01-2907-2008.

2.3 Pengeringan

Pengeringan adalah suatu peristiwa perpindahan massa dan energi yang terjadi dalam pemisahan cairan atau kelembaban dari suatu bahan sampai batas

kandungan air yang ditentukan dengan menggunakan gas sebagai fluida sumber panas dan penerima uap cairan (Treybal, 1980).

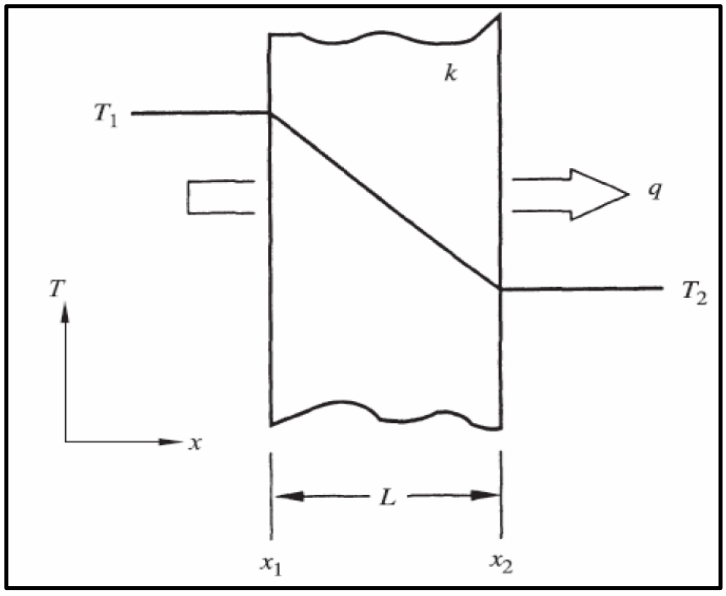
Pengeringan merupakan proses penghilangan sejumlah air dari material. Dalam pengeringan, air dihilangkan dengan prinsip perbedaan kelembaban antara udara pengering dengan bahan makanan yang dikeringkan. Material biasanya dikontakkan dengan udara kering yang kemudian terjadi perpindahan massa air dari material ke udara pengering. Dalam beberapa kasus, air dihilangkan secara mekanik dari material padat dengan cara di-*press*, sentrifugasi dan lain sebagainya. Kandungan air dari bahan yang sudah dikeringkan bervariasi bergantung dari produk yang ingin dihasilkan. Garam kering mengandung 0.5% air, batu bara mengandung 4% air dan produk makanan mengandung sekitar 5% air. Biasanya pengeringan merupakan proses akhir sebelum pengemasan dan membuat beberapa benda lebih mudah untuk ditangani (Treybal, 1980).

2.4 *Heat Transfer*

Heat transfer atau perpindahan panas terjadi oleh karena adanya perbedaan temperatur, dimana panas akan mengalir dari temperatur yang tinggi ke temperatur yang rendah. Perpindahan panas terjadi dengan tiga cara yaitu :

2.4.1 Perpindahan Panas Konduksi

Merupakan proses perpindahan panas yang terjadi oleh karena adanya gradien temperatur didalam media yang diam, misalnya perpindahan yang terjadi dalam benda padat dengan media penghantar panas tetap.



Gambar 2.2. Distribusi suhu untuk konduksi dinding datar (Incropera, 1996)

Hubungan dasar untuk perpindahan panas dengan cara konduksi diusulkan oleh ilmuan perancis J.B.J. Fourier pada tahun 1882. Hubungan ini menyatakan bahwa q laju aliran panas dengan cara konduksi dalam suatu bahan, sama dengan hasil kali dari tiga buah besaran berikut :

1. k, konduktivitas termal bahan.
2. A, luas penampang dimana panas mengalir dengan cara konduksi yang harus diukur tegak lurus terhadap arah aliran panas.
3. dT/dx, gradien suhu terhadap penampang tersebut, yaitu perubahan suhu T terhadap jarak dalam arah aliran panas x.

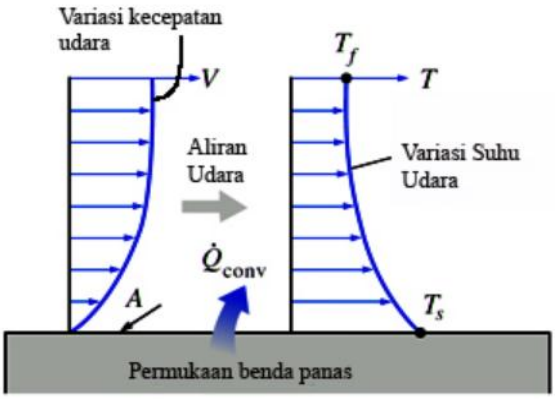
Untuk menuliskan persamaan konduksi panas dalam bentuk matematik, kita harus mengadakan perjanjian tentang tanda. Kita tetapkan bahwa arah naiknya jarak x adalah arah aliran panas positif. Persamaan dasar untuk konduksi satu dimensi dalam keadaan tunak (*steady*) ditulis :

$$q = k.A.\frac{(dT)}{(dx)} \quad (2.1)$$

Untuk konsistensi dimensi dalam persamaan 2.1, q merupakan laju aliran panas sedangkan A merupakan luas permukaan dan dT/dx merupakan gradien suhu. Konduktivitas termal k adalah sifat bahan dan menunjukkan jumlah panas yang mengalir melintasi satuan luas jika gradien suhunya satu. Jadi Bahan yang mempunyai konduktivitas termal yang tinggi dinamakan konduktor (*conductor*), sedangkan bahan yang konduktivitas termalnya rendah disebut isolator (*insolator*).

2.4.2 Perpindahan Panas Konveksi

Merupakan proses perpindahan panas yang terjadi oleh karena adanya gradien temperatur dan memerlukan media yang bergerak atau mengalir seperti fluida. Konveksi juga merupakan mekanisme perpindahan panas antara permukaan benda padat dan fluida (cairan atau gas) yang bergerak.



Gambar 2.3. Perpindahan panas konveksi permukaan padat (Incropera, 1996)

Persamaan perpindahan panas konveksi dapat dihitung menggunakan hubungan antara:

$$q_c = h_c . A . \Delta T \qquad (2.2)$$

keterangan :

qc = Laju perpindahan panas dengan cara konveksi (Watt)

A = Luas perpindahan panas (m^2)

ΔT = Beda antara permukaan suhu Ts dan suhu fluida T∞ dilokasi yang ditentukan (K)

h_c = Koefisien perpindahan panas konveksi ($W/m^2 K$)

Konveksi adalah proses transport energi dengan kerja gabungan dari konduksi panas, penyimpanan energy, dan gerakan mencampur. Konveksi sangat penting sebagai mekanisme perpindahan energi antara permukaan benda padat, cairan atau gas. Perpindahan panas secara konveksi diklasifikasikan dalam konveksi bebas (*free convection*) dan konveksi paksa (*forced convection*) menurut cara menggerakkan alirannya. Bila gerakan mencampur berlangsung semata-mata sebagai akibat dari perbedaan kerapatan yang disebabkan oleh gradien suhu, maka disebut konveksi bebas atau alamiah (natural). Bila gerakan mencampur disebabkan oleh suatu alat dari luar seperti pompa atau kipas, maka prosesnya disebut konveksi paksa. Keefektifan perpindahan panas dengan cara konveksi tergantung sebagian besarnya pada gerakan mencampur *fluida*. Akibatnya studi perpindahan panas konveksi didasarkan pada pengetahuan tentang ciri-ciri aliran *fluida*.

2.4.3 Radiasi

Merupakan proses perpindahan panas yang terjadi antara dua benda melalui pancaran gelombang elektromagnetik. Radiasi adalah proses dimana panas mengalir dari benda yang bersuhu tinggi ke benda yang bersuhu rendah, bila benda-benda itu terpisah didalam ruang, bahkan bila terdapat ruang hampa diantara benda – benda tersebut. Semua benda memancarkan panas radiasi secara terus menerus. Intensitas pancaran tergantung pada suhu dan sifat permukaan . Energi radiasi bergerak dengan kecepatan cahaya (3x108 m/s) dan gejala-gejalanya menyerupai radiasi cahaya. Menurut teori elektromagnetik, radiasi cahaya dan radiasi termal hanya berbeda dalam panjang gelombang masing-masing. Persamaan perpindahan panas radiasi dapat dihitung menggunakan hubungan antara :

$$q_{rad} = h_r . A . (T_s - T_{sur}) \quad (2.3)$$

Keterangan :

q_{rad} = Laju perpindahan panas dengan cara radiasi (Watt)

A = Luas permukaan perpindahan panas (m^2)

T_s = Temperatur sekitar (K)

T_{sur} = Temperatur permukan (K)

h_r = Konduktansi termal radiasi (W/ m^2 K)

2.5 *Heat Exchanger*

Heat exchanger atau penukar panas adalah alat yang digunakan untuk mempertukarkan panas secara *continue* dari suatu medium ke medium lainnya dengan membawa energi panas. Suatu *heat exchanger* terdiri dari elemen penukar

kalor yang disebut sebagai inti atau matrix yang berisikan di dinding penukar panas, dan elemen distribusi fluida seperti tangki, *nozle* masukan, *nozle* keluaran, pipa-pipa, dan lain-lain. Biasanya tidak ada pergerakan pada bagian-bagian dalam *heat exchanger*. Namun ada pengecualian untuk *regenerator rotary* dimana matriksnya digerakan berputar dengan kecepatan yang dirancang. Dinding permukaan *heat exchanger* adalah bagian yang bersinggungan langsung dengan fluida yang mentransfer panasnya secara konduksi (T. Kuppan, 2000).

Hampir disemua *heat exchanger* perpindahan panas didominasi oleh konveksi dan konduksi dari *fluida* panas ke *fluida* dingin dimana keduanya dipisahkan oleh dinding. Perpindahan panas secara konveksi sangat dipengaruhi oleh bentuk geometri *heat exchanger* dan tiga bilangan tak berdimensi, yaitu bilangan *Reynold*, bilangan *Nusselt*, dan bilangan *Prandtl fluida*. Besar konveksi yang terjadi dalam suatu *double-pipe heat exchanger* akan berbeda dengan *cros-flow heat exchanger* atau *compact heat exchanger* atau *plate heat exchanger* untuk berbeda temperatur yang sama (Changel, 1997). Dilihat dari kontak antar fluida ada dua tipe penukar panas, yaitu :

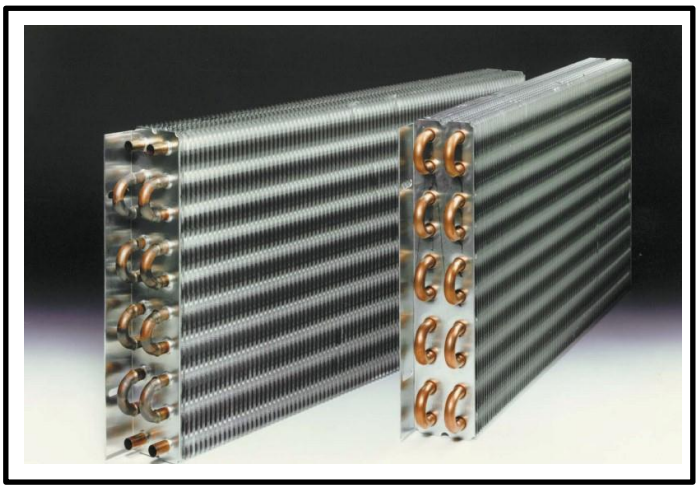
a. *Direct heat exchanger*, dimana kedua medium penukar panas saling kontak satu sama lain. Yang tergolong *Direct heat exchanger* adalah *cooling tower* dimana operasi perpindahan panasnya terjadi akibat adanaya pengontakan langsung antara air dan udara.
b. *Indirect heat exchanger*, dimana kedua media penukar panas dipisahkan oleh sekat/ dinding dan panas yang berpindah juga melewatinya. Yang tergolong

Indirect heat exchanger adalah penukar panas jenis *shell and tube*, pelat, dan *compact heat exchanger*.

Secara umum prinsip kerja dari *heat exchanger* bekerja berdasarkan prinsip perpindahan panas, dimana terjadi perpindahan panas dari *fluida* yang temperaturnya lebih tinggi ke *fluida* yang temperaturnya lebih rendah. Ada suatu dinding metal yang menyekat antara kedua cairan yang berlaku sebagai konduktor. Suatu solusi panas yang mengalir pada satu sisi yang mana memindahkan panasnya melalui *fluida* lebih dingin yang mengalir di sisi lainnya.

2.6 *Compact Heat Exchanger*

Banyak sekali jenis alat penukar panas (*heat exchanger)* yang dapat ditemui di lapangan. Karena untuk klasifikasi alat penukar panas ini terdiri dari bermacam-macam jenis salah satunya adalah *compact heat exchanger*. Untuk alat penukar panas jenis ini merupakan alat penukar panas yang permukaannya diperluas oleh sirip-sirip, penukar panas ini biasanya digunakan untuk aliran yang salah satu fluidanya berbentuk gas dimana koefisien perpindahan panas konveksi untuk gas umumnya rendah. *Heat exchanger* tipe *compact* dapat dilihat pada gambar 2.4 berikut ini :



Gambar 2.4 *Compact heat exchanger* (www.halitarat.com/tag/compact/)

2.6.1 Metode Perancangan *Compact Heat Exchanger*

Pada umumnya dalam merancang suatu *heat exchanger* tipe *compact* metode-metode yang digunakan hampir sama dengan perancangan jenis *heat exchanger* tipe yang lain misalnya tipe *shell and tube.* Dengan mencari koefisien perpindahan panas menyeluruhnya (U) terlebih dahulu menggunakan beberapa persamaan sehingga diperoleh panjang tube yang diinginkan, namun untuk *heat exchanger* tipe *compact* ini memiliki beberapa metode yang berbeda. Berikut ini metode-metode yang digunakan untuk merancang *heat exchanger* tipe *compact* :

a. Transfer Panas Keseluruhan (Q)

   Kesetimbangan energi dapat digunakan untuk menentukan temperatur fluida yang bervariasi dan nilai total transfer panas konveksi *Q* tergantng dari laju aliran massa. Jika perubahan energy kinetik dan energi potensial diabaikan, maka pengaruh yang signifikan adalah perubahan energi thermal dan fluida

kerja. Sehingga kesetimbangan energi tergantung pada 3 variabel, yang dapat dirumuskan sebagi berikut (Incropera, 1996) :

$$Q = \dot{m}\ C_p\ (T_{f,o} - T_{f,i}) \tag{2.4}$$

Keteragan :

Q = total transfer panas (W)

$\dot{m}$ = aliran massa yang melalui celah (kg/s)

C_p = koefisien pepindahan panas (kJ/kg.K)

$T_{f,o}$ = temperatur fluida keluar (^{o}C)

$T_{f,i}$ = temperatur fluida masuk (^{o}C)

b. Koefesien Perpindahan Panas Menyeluruh (U)

Koefesien Perpindahan Panas Menyeluruh (U) adalah suatu besaran atau nilai dari gabungan koefesien-koefesien perpindahan panas yang terjadi dalam suatu alat *heat exchanger* nilai dari koefesien perpindahan panas menyeluruh pada *compact heat exchanger* ditentukan dalam persamaan berikut :

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{Uc.Ac} = \frac{1}{Uh.Ah} = + \frac{1}{(\eta o.h.A)c} + Rw + \frac{1}{(\eta o.h.A)h} \tag{2.5}$$

Keterangan :

U = Koefesien perpindahan panas menyeluruh (W/m^2 K)

A = Luas permukaan perpindahan panas (m^2)

Rw = Resistansi konduksi material (K/W)

ηo = Efesiensi sirip (%)

h = Koefesien perpindahan panas konfeksi (W/m^2 K)

c. Efisiensi Sirip ($\mu_{0,h}$)

Prinsip permukaan perpindahan panas yang diperluas (sirip) banyak sekali digunakan pada peralatan yang menerapkan gabungan perpindahan panas konveksi dan konduksi. Hal ini disebabkan karena besarnya laju perpindahan panas baik secara konveksi maupun konduksi dipengaruhi oleh luas permukaan perpindahan panasnya. Jenis alat yang menggunakan prinsip perpindahan panas dengan memperluas permukaan yaitu *compact heat exchanger* untuk meningkatkan besarnya energi kalor yang dipindahkan adalah dengan memperluas permukaan perpindahan panas, perluasan permukaan akan berbentuk menyerupai sirip, dimana prestasi kerja sirip dinyatakan dengan efisiensi sirip (μ_f) yang dinyatakan dengan persamaan berikut ini :

$$\mu f = \frac{Tanh\ ml}{ml} \tag{2.6}$$

$$m = \sqrt{h.P/(k.A)} \tag{2.7}$$

Keterangan :

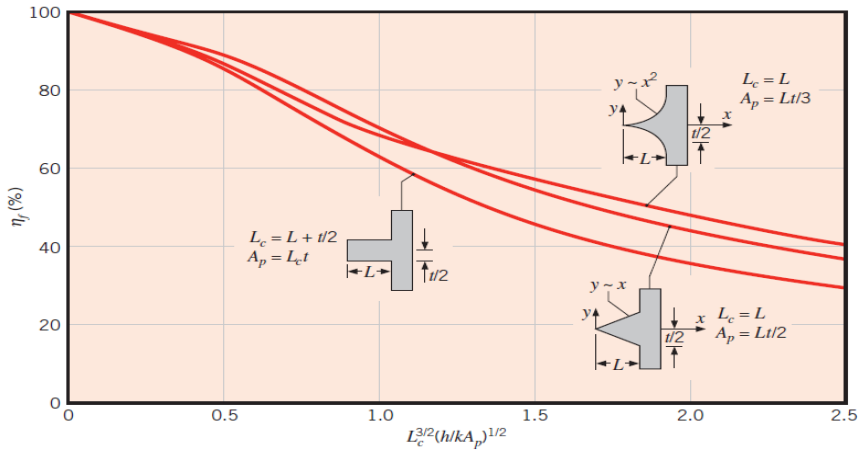
h = Koefisien perpindahan panas ($W/m^2 K$)

P = Keliling sirip (m)

K = Konduktivitas thermal bahan sirip ($W/m\,K$)

A = Luas permukaan sirip (m^2)

Atau menggunakan bantuan grafik 2.5 berikut ini



Gambar 2.5 Grafik efisiensi sirip μ_f (Incropera, 1996)

dimana :

$$Lc = L + t/2 \tag{2.8}$$

$$Ap = Lc \,.\, t \tag{2.9}$$

Untuk memperoleh efisiensi total μ_T dari permukaan yang bersirip (Af) kita gabungkan bagian permukaan yang tidak bersirip (Ap) yang berefisiensi 100% dengan luas permukaan sirip-sirip yang berefisiensi μ_f sehingga :

$$A_{\cdot}.\mu_T = A_p \,.\, 1 + A_f \,.\, \mu_f \tag{2.10}$$

Karena luas permukaan yang tidak bersirip adalah

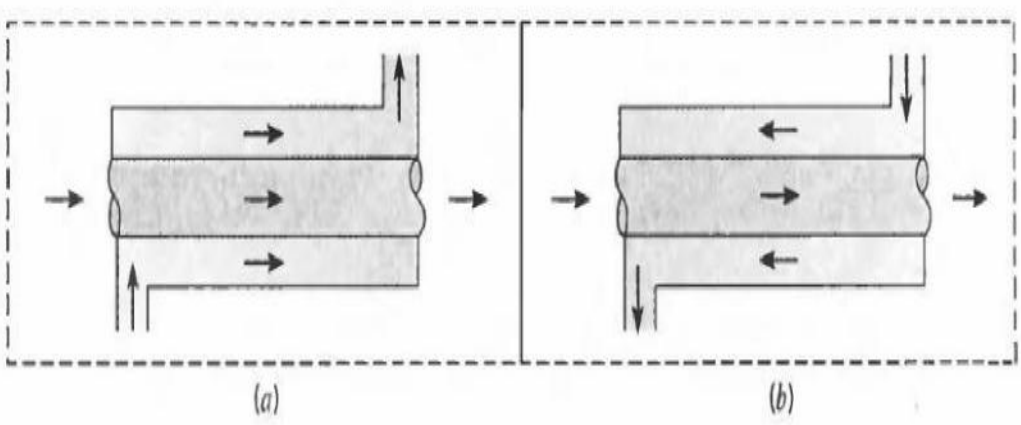
$$A_{\cdot p} = A - A_f \tag{2.11}$$

Sehingga besar nilai efektifitas sirip ($\mu_{0,h}$) dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut ini

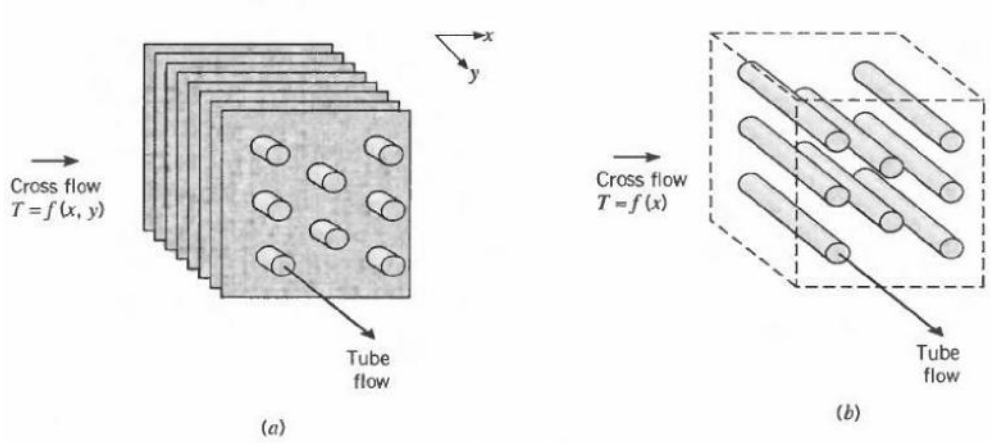
$$\mu_{0,h} = 1 - Af/A\ (1 - \mu_f) \tag{2.12}$$

2.7 Aliran Pada Alat Penukar Kalor

Alat penukar kalor (*Heat Exchanger*) secara tipikal diklasifikasikan berdasarkan susunan aliran (*flow arrangement*) dan tipe konstruksi. Penukar kalor yang paling sederhana adalah satu penukar kalor yang mana *fluida* panas dan dingin bergerak atau mengalir pada arah yang sama atau berlawanan dalam sebuah pipa berbentuk bundar (atau pipa rangkap dua). Pada susunan aliran sejajar (*parallel-flow arrangement*) yang ditunjukkan gambar 2.6 (a) *fluida* panas dan dingin masuk pada ujung yang sama, mengalir dalam arah yang sama dan keluar pada ujung yang sama. Pada susunan aliran berlawanan (*counterflow arrangement*) yang ditunjukkan gambar 2.6 (b) kedua *fluida* tersebut pada ujung yang berlawanan, mengalir dalam arah yang berlawanan, dan keluar pada ujung yang berlawanan (Incropera, 1996).



Gambar 2.6. Penukar kalor pipa konsentris *one shell one tube* (a) *Parallel flow* (b) *Counterflow* (Incropera, 1996)

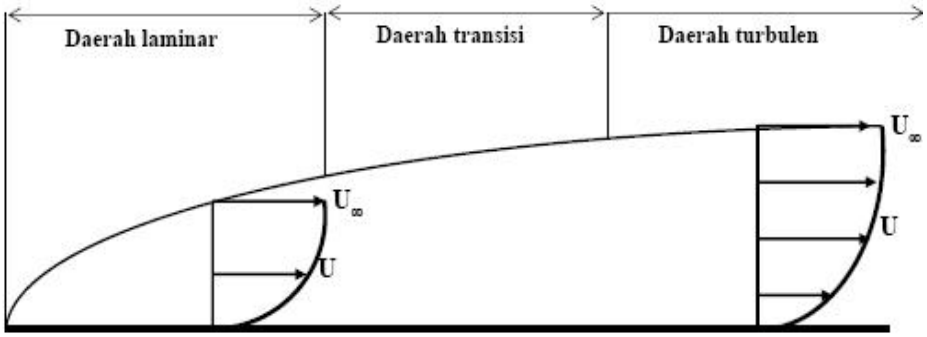


Gambar 2.7 Penukar kalor aliran melintang (a) bersirip dengan kedua fluidanya tidak campur (b) tidak bersirip dengan satu *fluida* campur dan satu *fluida* lagi tidak campur (Incropera, 1996).

Sebagai alternatif *fluida* panas dan dingin bergerak dalam arah melintang (tegak lurus satu dengan yang lain), seperti yang ditunjukkan oleh alat penukar kalor berbentuk pipa besirip dan tidak bersirip pada gambar 2.7. Kedua konfigurasi ini secara tipikal dibedakan oleh sebuah perlakuan terhadap *fluida* di luar pipa sebagai *fluida* campur atau *fluida* tak campur. Gambar 2.7a, *fluida* disebut *fluida* tak campur karena sirip-sirip menghalangi gerakan *fluida* dalam satu arah y gerak tersebut melintang ke arah aliran utama x (Incropera, 1996).

2.8 Bilangan *Reynold*

Setiap aliran *fluida* mempunyai nilai bilangan *Reynold* yang merupakan pengelompokan aliran yang mengalir, pada plat datar dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 2.8. Aliran lapisan batas kecepatan plat rata (Robert W. Fox, 1976)

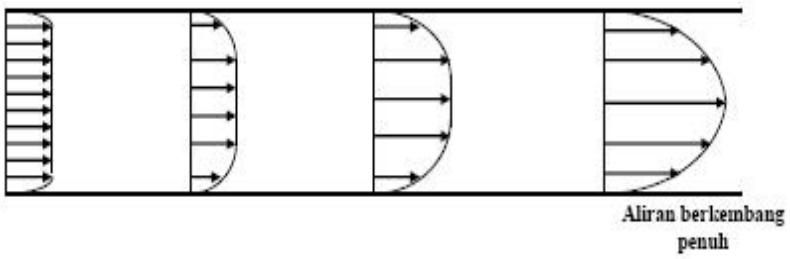
Pengelompokan aliran yang mengalir tersebut dapat diketahui dengan bilangan Reynold, sebagai berikut :

$$\mathrm{Re} = \frac{U_{\infty}.X}{\upsilon} = \frac{\rho.U_{\infty}.X}{\mu} \qquad (2.13)$$

Keterangan

Re	: Bilangan Reynold
U_{∞}	: Kecepatan aliran bebas (m/s)
X	: Jarak dari tepi depan (m)
$\upsilon = \mu / \rho$	: Viskositas kinematic (m^2/s)

Menurut Mc.Donald tahun 1976 aliran laminar terjadi saat Re < 5.10^5, untuk aliran sepanjang plat rata, lapisan batas selalu turbulen untuk Re > 5.10^5. Untuk aliran dalam tabung dapat dilihat pada gambar di bawah ini:



Gambar 2.9. Diagram aliran dalam tabung (Robert W. Fox, 1976)

Pada aliran dalam tabung, aliran turbulen biasanya pada $\mathrm{Re} = \frac{U_m.d}{\upsilon} = \frac{\rho.U_{m.}d}{\mu} \geq 2300$.

2.9 Bilangan *Nusselt* dan *Prandtl*

Parameter yang menghubungkan ketebalan relative antara lapisan batas hidronamik dan lapisan batas termal adalah maksud dari angka *prandtl*, angka ini dapat ditentukan dengan menggunakana tabel maupun dengan menggunakan persamaan seperti berikut ini :

$$\mathrm{Pr} = \frac{\upsilon}{\alpha} = \frac{\mu/\rho}{K/\rho.Cp} = \frac{C_p.\mu}{k} \qquad (2.14)$$

Angka *nuselt* dirumuskan sebagai berikut :

$$Nu_x = \frac{h_x.X}{k} \qquad (2.15)$$

Keterangan

Pr : Bilangan Prandtl

Nu_x : Bilangan Nusselt

h : Koefisien Perpindahan Panas Konveksi ($W/m^2\,^oC$)

k : Konduktifitas Termal Fluida ($W/m^2\,^oC$)

Untuk plat yang dipanaskan pada keseluruhan panjangnya, memiliki persamaan *nusselt* sebagai berikut :

$$Nu_x = 0{,}332\ P_r^{1/3}\ \mathrm{Re}_x^{1/2} \qquad (2.16)$$

Persamaan diatas berlaku untuk *fluida* yang mempunyai angka *prandtl* antara 0,6—50 sedangkan untuk angka *prandtl* yang rendah memiliki persamaan *nusselt* sebagai berikut:

$$Nu_x = 0{,}530 \; P_r^{1/2} \; \mathrm{Re}_x^{1/2} \tag{2.17}$$

Pada angka *prandtl* yang tinggi, memiliki persamaan *nusselt* sebagai berikut :

$$Nu_x = \frac{0{,}3387 \; \mathrm{Re}_x^{1/2} \; \mathrm{Pr}^{9/3}}{\left[1 + \left(\frac{0{,}0468}{\mathrm{Pr}}\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \tag{2.18}$$

Koefisien perpindahan kalor rata-rata dan angka Nusselt bias diperoleh dengan :

$$\begin{aligned} \bar{h} &= 2h_x \\ \overline{Nu_L} &= 2Nu_x = 0{,}664 \; \mathrm{Re}_L^{1/2} \; \mathrm{Pr}^{1/3} \end{aligned} \tag{2.19}$$

Analisa diatas didasarkan atas pengandaian bahwa sifat-sifat *fluida* konstan di seluruh aliran. Jika terdapat perbedaan menyolok antara kondisi dinding dan kondisi aliran bebas, sifat-sifat tersebut dievaluasi pada suhu film, T_f yaitu rata-rata aritmatik antara suhu dinding dan suhu aliran bebas

$$T_f = \frac{T_w + T_\infty}{2} \tag{2.20}$$

Beda suhu rata-rata sepanjang plat dapat dihitung dengan :

$$\overline{T_w - T_\infty} = \frac{q.L/k}{0{,}6795\,\mathrm{Re}_L^{1/2}\,\mathrm{Pr}^{1/3}} \tag{2.21}$$

2.10 Efektivitas Penukar Panas

Efektivitas penukar panas didefinisikan sebagai perbandingan antara laju perpindahan kalor yang sebenarnya dengan laju perpindahan kalor maksimum yang mungkin (Holman, 1999). Dimana persamaannya dapat ditunjukan seperti berikut ini:

$$\varepsilon = \frac{\dot{q}}{\dot{q}_{\max}} \tag{2.22}$$

Keterangan :

$\dot{q}$ = perpindahan panas nyata (Watt)

$\dot{q}_{\max}$ = perpindahan panas maksimum yang mungkin (Watt)

Untuk perpindahan panas yang sebenarnya (aktual) dapat dihitung dari energi yang dilepaskan oleh fluida panas atau energi yang diterima oleh fluida dingin untuk penukar panas aliran lawan arah.

$$\mathrm{Q} = C_h\,((T_{h,in} - T_{h,out}) = C_c\,(T_{c,out} - T_{c.in}) \tag{2.23}$$

Keterangan :

m_h = laju aliran fluida panas (kg/s)

m_c = laju aliran fluida dingin (kg/s)

C_h = kapasitas panas fluida panas (kJ/K s)

C_c = kapasitas panas fluida dingin (kJ/K s)

$T_{h,in}$ = Temperatur masuk fluida panas (K)

$T_{h,out}$ = Temperatur keluar fluida panas (K)

$T_{c,in}$ = Temperatur masuk fluida dingin (K)

$T_{c,out}$ = Temperatur keluar fluida dingin (K)

Kapasitas panas setiap fluida dapat dicari melalui persamaan:

$$C = \dot{m} \ . \ c_p \tag{2.24}$$

Keterangan :

$\dot{m}$ = laju aliran fluida (kg/s)

c_p = panas spesifik fluida (kJ/kg K)

Untuk menentukan perpindahan panas maksimum bagi penukar panas itu harus dipahami bahwa nilai maksimum akan didapat bila salah satu *fluida* mengalami perubahan temperatur sebesar beda temperatur maksimum yang terdapat dalam penukar panas itu, yaitu selisih temperatur masuk *fluida* panas dan *fluida* dingin perpindahan panas maksimum yang mungkin dinyatakan sebagai :

$$\dot{q}_{\max} = C_{min} \ (\ T_{h,in} - \ T_{c,in} \ ) \tag{2.25}$$

Dimana, C_{min} merupakan kapasitas panas yang terkecil antara *fluida* dingin dan fluida panas. Jika $C_h = C_{min}$ maka nilai efektivitas dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$\varepsilon = \frac{C_h (T_{h,in} - T_{h,out})}{C_{\min} (T_{h,in} - T_{c,in})} = \frac{(T_{h,in} - T_{h,out})}{(T_{h,in} - T_{c,in})} \tag{2.26}$$

Sedangkan untuk $C_c = C_{min}$, nilai efektivitas dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$\varepsilon = \frac{C_c (T_{c,out} - T_{c,in})}{C_{\min} (T_{h,in} - T_{c,in})} = \frac{(T_{c,out} - T_{c,in})}{(T_{h,in} - T_{c,in})} \tag{2.27}$$