

ABSTRAK

Lempok durian merupakan makanan tradisional dengan tekstur plastis atau liat. Makanan ini digolongkan sebagai pangan semi basah (PSB) dan dapat langsung dikonsumsi. Keawetan lempok durian berhubungan erat dengan aktivitas mikroba. Pertumbuhan mikroba itu sendiri dipengaruhi oleh penurunan nilai aktivitas air (Aw) pada proses pengolahan sampai tingkat dimana mikroba patogen dan pembusuk tidak tumbuh, tetapi masih mempunyai kadar air yang cukup.

Pemanasan/pengeringan yang umum dilakukan oleh masyarakat dalam upaya mengeluarkan sebagian kandungan air pada lempok durian adalah dengan menjemurnya dibawah terik sinar matahari, dimana hasil pengeringan dengan cara ini biasanya tidak seragam dan kebersihan produk kurang bisa dipertanggungjawabkan. Metode pengeringan lain yang dirasakan dapat memberikan hasil yang lebih baik adalah dengan melewatkannya udara panas pada lempok yang disusun sedemikian rupa dalam suatu lemari pengering sehingga tercapai kandungan air bebas bahan sesuai dengan yang dikehendaki. Udara panas sendiri diperoleh dengan memanaskan udara segar melalui alat penukar panas jenis aliran silang dengan sumber panas gas asap hasil pemasakan lempok.

Rancangan didasarkan pada analisa proses pengeringan dan perencanaan alat penukar panas. Analisa pengeringan sendiri didasarkan pada pengurangan kadar air lempok dari 26 % hingga 20 % (basis basah) menggunakan lemari pengering buatan model tray dryer ukuran $49,5 \text{ cm} \times 40 \text{ cm} \times 36 \text{ cm}$ dengan susunan rak pengering 3 tingkat. Kalor yang dibutuhkan untuk mengeringkan 9 kg lempok durian adalah 1755,412 KJ dengan laju aliran massa udara pengering 0,0042166 kg/s dan laju aliran massa gas asap 0,0014906 kg/s. Kondisi kesetimbangan dicapai pada saat kelembaban absolut udara pengering 0,02543 kg-air/kg-udara kering.

Insulasi Polystyrene Cellular Foam dan Multiplek digunakan untuk meminimumkan panas yang hilang ke udara sekeliling dengan jumlah kerugian panas teoretik yang melewati dinding lemari adalah 20,6624 Watt. Analisa perencanaan penukar panas memberikan hasil bahwa panjang minimum pipa penukar panas yang diperlukan adalah 0,2228 m dengan jumlah pipa 49 buah.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

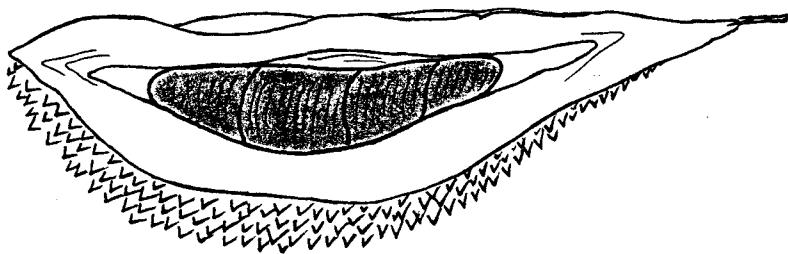
2.1 BUAH DURIAN (*DURIO ZIBETHINUS*)

Durian (*Durio zibethinus*) merupakan jenis tanaman pohon asli daerah tropis, banyak berada di Indonesia, Malaysia, Thailand, Philipina dan Brunei. Tanaman ini tumbuh dan berbuah dengan baik di dataran rendah hingga 800 meter dari permukaan laut.

Tanaman Durian (*Durio zibethinus*) termasuk salah satu warga dari famili Bombacaceae, mulai berbunga dalam bulan Juni-September dan panen buah dalam bulan Oktober-Februari dengan hasil rata-rata 200 buah durian setiap pohonnya. Perubahan iklim dalam musim hujan menjadi kering beberapa saat yang tidak terduga dapat mengakibatkan durian berbunga salah waktu. Buahnya rata-rata sudah mulai masak petik empat bulan setelah persarian. Biasanya buah durian yang sudah masak petik berjatuhan. Ciri-ciri durian yang sudah mulai masak antara lain adalah :

- warna kulitnya berubah dari hijau menjadi kuning muda
- baunya mulai menusuk hidung
- bilamana buah diketuk dengan sentilan jari, memantulkan suara buahnya kosong
- mudah dibelah dengan mengungkit dari bagian bawah.

Bentuk buahnya beraneka ragam dari bulat hingga lonjong meruncing bagian bawahnya. Daging buahnya pun sifatnya beraneka ragam, ada yang tipis dan ada yang tebal. Bilamana sudah masak rasanya bisa manis, agak masam atau agak pahit, empuk hingga sangat lunak atau berair.



Gambar 2.1 Daging Buah Durian

Hasil buah durian yang melimpah pada musim panen bukan tidak mungkin menyebabkan pengusaha-pengusaha enggan membawanya ke pasaran karena kerugianlah yang akan diperoleh akibat banyak yang terbuang begitu saja karena busuk. Buah yang sudah masak bilamana disimpan diluar dalam jangka waktu 3 - 4 hari, dagingnya akan mengalami perubahan komposisi atau membusuk. Rasanya pun berubah dengan adanya peningkatan kadar alkohol (Rismunandar, 1986). Cara-cara mengatasi pembusukan ini adalah dengan jalan mengawetkannya. Di Sumatera Selatan khususnya, masyarakat mengawetkan buah durian dengan membuatnya menjadi tempoyak dan lempok. Lempok adalah pangan semi basah semacam dodol durian, tetapi tanpa

penambahan bahan-bahan lainnya, cukup campuran durian dengan gula saja.

Pengolahan durian menjadi lempok masih sangat sederhana atau masih bersifat tradisional. Masyarakat di Sumatera Selatan hampir semuanya mengenal lempok karena makanan ini merupakan makanan khas daerah Sumatera Selatan dan telah banyak masyarakat mengusahakan pembuatan lempok secara kecil-kecilan yang dilaksanakan pada musim durian. Komposisi kimia buah durian diberikan dalam tabel 2.1 berikut ini.

Tabel 2.1 Komposisi Kimia Buah Durian (*Durio zibethinus*)

KOMPOSISI	Kandungan	
	g/100g ^{a>}	g/100g ^{b>}
Air	59,9	65
Protein	2	2,5
Lemak	1,2	3
Karbohidrat	36,1	28,0
Total Energi	147 gcal	-
Serat kasar	1,9	-
Abu	0,8	-
Zat Kapur (Ca)	18 mg	7,4 mg
Zat Fosfat (P)	56 mg	44 mg
Zat Besi (Fe)	1,1 mg	1,3 mg
Vitamin-vitamin :		
Vitamin A	-	175 SI
Thiamin	0,32 mg	-
Riboflavin	0,28 mg	-
Niacin	1,1 mg	-
Vitamin C	44 mg	53,0 mg
Vitamin B ₁	-	0,1 mg

Sumber : a> Food dan Nutrition Centre, 1976

b> Direktorat Gizi, Departemen Kesehatan RI, 1967

Dari susunan komposisi kimia tersebut terlihat bahwa selain sebagai sumber air, durian juga sebagai sumber karbohidrat, vitamin dan mineral. Dengan demikian adanya proses pengolahan hasil pertanian dari buah durian menjadi lempok berarti juga telah terdapat konsep kegunaan bentuk didalamnya. Perubahan/pengolahan suatu produk menjadi produk yang lebih berguna akan menambah kepuasan konsumen (Azzaino, 1982). Konsep kegunaan bentuk ini erat kaitannya dengan konsep kegunaan waktu dan tempat, karena hasil pengolahan lempok ini dapat tahan lama untuk disimpan sehingga dapat pula dipasarkan ke daerah lain yang letaknya cukup jauh dan permintaan akan produk tersebut mungkin dapat lebih tinggi lagi. Ketiga konsep kegunaan diatas diharapkan dapat meningkatkan nilai tambah buah durian untuk mendapatkan keuntungan yang lebih besar.

2.2 PANGAN SEMI BASAH (PSB)

Pangan semi basah merupakan jenis pangan yang bersifat cukup basah sehingga dapat langsung dimakan tanpa direhidrasi. Pangan semi basah mempunyai tingkat keawetan tertentu, karena dari cirinya yaitu mempunyai kadar air antara 10 - 40 % dan aktivitas air (A_w) antara 0,65 - 0,90 (Soekarto, 1979). Pada keadaan ini tidak efektif untuk

pertumbuhan bakteri karena bakteri tumbuh pada A_w diatas 0,90, demikian juga untuk pertumbuhan khamir yang bersifat patogen.

Beberapa pangan semi basah tradisional banyak dipakai sebagai menu makanan masyarakat pada umumnya. Disamping itu pangan semi basah juga dapat dirakitkan menjadi makanan yang mempunyai nilai gizi yang dapat dikendalikan dan disebut sebagai Pangan Semi Basah modern atau PSB rakitan. Sifat lain dari pangan semi basah yaitu bersifat plastis, sehingga memungkinkan dibentuk.

2.2.1 Daya Awet Pangan Semi Basah

Daya awet pangan semi basah antara lain dipengaruhi oleh komposisi bahan, teknologi pengolahan dan adanya aktivitas mikroba serta zat pengawet.

Aktivitas air (A_w) merupakan faktor penting dalam pengendalian mikroba. Dengan rendahnya nilai A_w dari PSB, dapat menghambat pertumbuhan mikroba dan reaksi kimia lain sehingga PSB bersifat lebih awet (Soekarto, 1979). Walaupun demikian pengendalian mikroba yang tidak diinginkan tidak hanya tergantung pada penurunan A_w saja, melainkan dipengaruhi pula oleh pH, suhu, bahan pengawet dan kondisi bersaing dengan mikroflora lainnya serta sanitasi selama penyimpanan. Dalam Tugas Akhir ini penulis hanya meninjau keawetan pangan dari penurunan A_w dan kandungan air bahan

saja dengan asumsi kondisi-kondisi lainnya sudah baik/standar.

Berbagai mikroba mempunyai A_w minimum agar dapat tumbuh dan berkembang dengan baik seperti untuk bakteri pada $A_w \approx 0,90$; untuk khamir pada $A_w = 0,80 - 0,90$ dan kapang pada $A_w = 0,60 - 0,70$ (Fennema, 1976). Mikroba-mikroba yang dapat tumbuh pada pangan semi basah diberikan pada tabel 2.2 berikut ini.

Dalam kisaran A_w PSB yaitu antara 0,60 - 0,90, maka yang sering tumbuh adalah jenis kapang dan khamir. Bakteri jarang ditemukan karena bakteri biasanya tumbuh pada A_w diatas 0,90 dan juga suatu keuntungan bahwa khamir yang bersifat patogen tidak dapat tumbuh pada A_w rendah.

Menurut Karel (1976), penentuan adanya mikroba dalam pangan semi basah dapat dilihat dengan adanya pertumbuhan tiga macam mikroba yaitu Aspergillus niger, A. glaucus dan Staphylococcus. Hal ini disebabkan karena tiga macam mikroba tersebut paling tahan terhadap kondisi substrat. Dengan adanya pertumbuhan mikroba ini berarti PSB telah mengalami kerusakan.

Tabel 2.2 Nilai Aktivitas Air (A_w) Minimum Mikroba Yang Sering Terdapat Pada Pangan Semi Basah

A_w	BAKTERI	KHAMIR	KAPANG
0,90	<u>Lactobacillus</u> , <u>Micrococcus</u> , <u>Pediococcus</u> , <u>Vibrio</u>	<u>Hansenula</u> , <u>Saccharomyces</u>	-
0,88	-	<u>Candida</u> , <u>Debaryomyces</u> , <u>Hanseniaspora</u> , <u>Torulopsis</u>	<u>Cladosporium</u>
0,86	<u>Staphylococcus</u>	-	<u>Paecilomyces</u>
0,80	-	<u>Saccharomyces</u>	<u>Aspergillus</u> , <u>Penicillium</u> , <u>Emericella</u> , <u>Eremascus</u>
0,75	<u>Bakteri-Halophilic</u>	-	<u>Aspergillus</u> , <u>Wellemia</u>
0,70	-	-	<u>Eurotium</u> , <u>Chrysosporium</u>
0,62	-	-	<u>Eurotium</u> , <u>Monascus</u>

Sumber : Leistner and Rodel (1976)

2.2.2 Teknologi Pengolahan Pangan Semi Basah

Secara umum pengolahan pangan semi basah terutama didasarkan pada penurunan nilai kadar air diikuti aktivitas air (A_w) sampai tingkat mikroba patogen dan pembusuk tidak tumbuh, tetapi kandungan airnya masih cukup.

Menurut Robson (1976), terdapat dua tipe dasar pengolahan PSB yang akan memperoleh nilai A_w tertentu, yaitu adsorbsi dan desorbsi. Pada tipe adsorbsi, bahan pangan dikeringkan sambil dikontrol proses pembasahan kembali sampai keadaan yang diinginkan. Sedangkan tipe desorbsi, bahan dimasukkan kedalam larutan yang mempunyai tekanan osmose lebih tinggi sampai diperoleh keseimbangan pada tingkat A_w yang diinginkan. Proses ini dapat dipercepat dengan menaikkan suhu. Pengolahan lempok durian termasuk pada tipe dasar pengolahan yang terakhir ini. Dalam keadaan seimbang, A_w bahan sama dengan :

$$A_w = \frac{P}{P_o} = \frac{ERH}{100} \quad (\text{ref 22, hal 12})$$

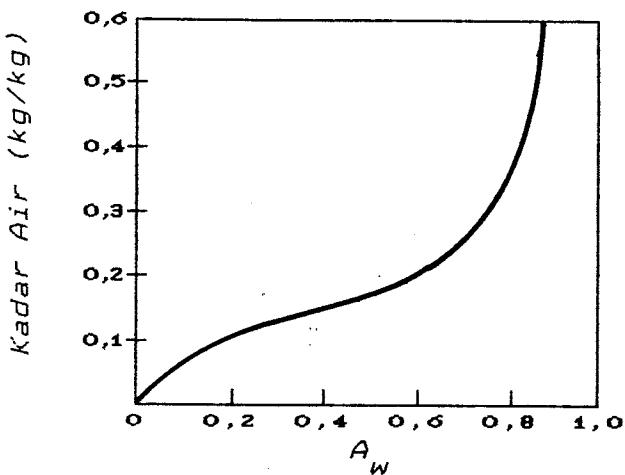
dimana A_w = aktivitas air

P = tekanan parsial uap air dari bahan

P_o = tekanan jenuh uap air pada suhu yang sama

ERH = kelembaban nisbi seimbang.

Demikian pula hubungannya dengan kandungan air ditunjukkan dengan grafik sorpsi isothermis seperti pada gambar 2.2 berikut ini.



Gambar 2.2 Sorpsi Isothermis Air Bahan Pangan pada suhu 20 °C (Fennema, 1976)

2.3 PROSES PENGOLAHAN DURIAN MENJADI LEMPOK

Setelah pengadaan faktor produksi dan penyediaan bahan baku, proses produksi lempok durian meliputi beberapa tingkat kegiatan, diantaranya :

a. Pengupasan Buah Durian

Cara pengupasan buah durian sangat unik karena untuk membuka kulit durian, maka durian harus dibelah berdasarkan ruang buah yang tampak pada kulit luar buah durian. Dengan cara ini maka daging buah tidak akan terluka dan pengupasan akan lebih mudah dilakukan.

b. Pengesikan Daging Buah

Buah durian yang telah dikupas tadi hanya diambil daging buahnya saja. Pengesikan ini dilakukan untuk memisahkan daging buah dari biji dan biasanya dilakukan bersamaan dengan pengupasan kulit buah durian (buah yang telah dikupas, langsung dikesik).

c. Pemasakan

Daging buah yang telah dikesik kemudian dimasukkan kedalam kuali besar dan dimasak diatas tungku dengan menggunakan kayu bakar atau bahan bakar minyak tanah sambil terus diaduk dengan menggunakan pengaduk kayu. Pengadukan dilakukan terus-menerus agar masaknya daging buah tersebut merata yaitu sampai daging buah tersebut setengah mengental menyerupai adonan. Setelah itu baru diberi gula dan sedikit air dengan perbandingan gula dan durian = 1 : 3. Gula dimasukkan sedikit demi sedikit sambil diaduk terus. Pemberian gula ini bertujuan agar lempok yang dihasilkan rasanya lebih lezat. Pada adonan lempok yang belum cukup masak ditunjukkan dengan adanya letusan uap yang menembus lempok tanda-tanda mendidih. Hal ini karena lempok masih mengandung banyak air. Bila lempok sudah hampir masak dan kadar air menurun karena penguapan oleh panas, maka tidak tampak lagi tanda-tanda mendidih. Namun begitu pengadukan tetap perlu dilakukan

guna meratakan panas. Lempok yang sudah masak akan berwarna coklat dan akan mengeluarkan minyak. Lama waktu pemasakan \pm 4 - 5 jam tergantung mutu durian yang diolah menjadi lempok. Daging buah yang baik mutunya adalah yang lunak dan empuk sehingga lebih cepat masak. Ciri-ciri lempok yang sudah benar-benar masak adalah tidak lengket lagi di kuali.

d. Pendinginan

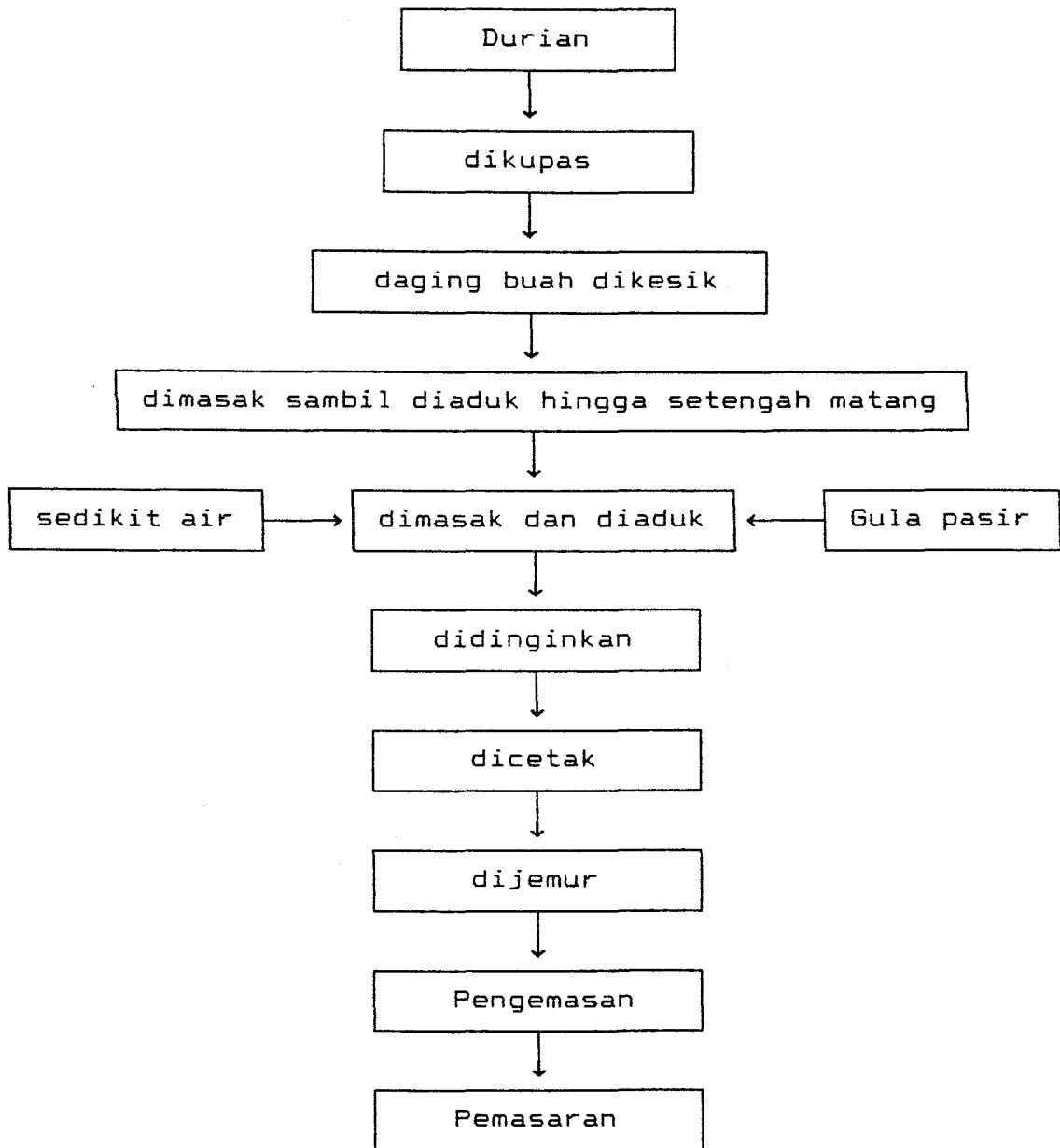
Pendinginan yang dimaksud adalah dengan membiarkan lempok yang telah masak menjadi dingin pada suhu kamar. Waktu yang diperlukan untuk ini biasanya 2 - 3 jam.

e. Pencetakan dan Penjemuran

Cetakan dalam bentuk balok segi empat dengan ukuran tiap baloknya 15 cm x 7,5 cm x 3 cm dan berat \pm 0,5 kg. Setelah itu dijemur dibawah terik sinar matahari dengan lama waktu penjemuran 3 - 5 jam perhari selama 3 hari berturut-turut.

f. Pengemasan dan Pemasaran

Setelah dijemur, lempok dibungkus dengan plastik kaca tipis atau kertas minyak dan kemudian siap untuk dipasarkan. Pada musim durian, petani dapat menghasilkan \pm 100 kg lempok dengan harga lempok Rp. 8000 - Rp. 10.000 perkilogramnya.



Gambar 2.3 Skema Proses Pengolahan Lempok Durian

2.4 ZAT PENGAWET DAN HUMEKTAN

Sebagian masyarakat masih menggunakan bahan anti mikroba dalam usahanya untuk meningkatkan daya simpan pangan semi basah. Zat anti mikroba yang sering digunakan adalah zat pengawet yang bersifat organik seperti asam propionat dan garamnya, asam sorbat dan garamnya, asam benzoat ataupun propilen glikol. Namun kesemua zat pengawet ini mempunyai batas konsentrasi penggunaannya, karena berhubungan erat dengan kesehatan konsumen.

Masalah yang dihadapi pada penggunaan asam-asam organik ini adalah ketergantungan aktivitas anti mikroba terhadap konsentrasi asam-asam terdisosiasi. Keadaan ini dipengaruhi oleh tinggi rendahnya nilai pH. Asam-asam tersebut pada umumnya mempunyai aktivitas optimum pada pH dibawah 4,5 sedangkan nilai pH demikian biasanya tidak dikehendaki pada produk pangan semi basah, khususnya pada lempok durian yang mempunyai pH rata-rata 5,94.

Menurut Labuza didalam Karel (1976), mengenai pengaruh perubahan pH, A_w dan konsentrasi bahan pengawet terhadap pertumbuhan Staphylococcus aureus adalah sebagai berikut :

1. Sebagian besar bahan anti kapang tidak efektif terhadap Staphylococcus aureus, terutama pada A_w 0,86 - 0,90 dan pada pH 5,6.

2. Dengan mengasamkan bahan sampai pH 5,2 dapat meningkatkan hambatan terhadap S. aureus.
3. Penggunaan bahan pengawet pada A_w tinggi kurang efektif.

Selain menggunakan bahan anti mikroba, pada PSB juga banyak digunakan humektan. Humektan adalah senyawa kimia yang bersifat higroskopis dan mampu menurunkan A_w bahan pangan (Labuza, 1971). Dengan demikian aktivitas air dapat diatur dengan menambahkan bermacam-macam humektan. Humektan yang sering dipakai antara lain adalah garam, gula dan polihidrat. Gula yang dipakai dalam pembuatan lempok durian dengan sendirinya sudah merupakan humektan.

Humektan selain berkemampuan mengikat air dan menurunkan A_w , juga dapat bersifat sebagai anti mikroba, memperbaiki tekstur, cita rasa dan dapat meningkatkan nilai kalori. Namun daya tahan humektan juga dipengaruhi oleh pH bahan. Itulah sebabnya dalam pembuatan lempok durian tetap diperlukan proses pengeringan pada akhir proses produksinya, yaitu untuk memperpanjang daya simpan lempok durian.

BAB III

TEORI PENGERINGAN

Pengeringan adalah proses pemindahan panas dan uap air secara simultan, yang memerlukan energi panas untuk menguapkan kandungan air yang dipindahkan dari permukaan bahan yang dikeringkan oleh media pengering.

Dasar proses pengeringan adalah terjadinya penguapan air ke udara karena perbedaan kandungan uap air antara udara dengan bahan yang dikeringkan. Dalam hal ini kandungan uap air udara lebih sedikit atau dengan kata lain udara mempunyai kelembaban nisbi yang rendah, sehingga terjadi penguapan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi pengeringan ada 2 (dua) golongan, yaitu faktor yang berhubungan dengan udara pengering dan faktor yang berhubungan dengan sifat bahan yang dikeringkan. Faktor-faktor yang termasuk dalam golongan pertama adalah suhu, kecepatan volumetrik aliran udara pengering dan kelembaban udara. Faktor-faktor yang termasuk golongan kedua adalah ukuran bahan, kadar air awal dan tekanan parsial didalam bahan.

Makin tinggi suhu dan kecepatan aliran udara pengering, makin cepat pula proses pengeringan berlangsung. Makin tinggi suhu udara pengering, makin besar energi panas yang

dibawa udara sehingga makin banyak jumlah massa cairan yang diuapkan dari permukaan bahan yang dikeringkan. Jika kecepatan aliran udara pengering makin tinggi, maka makin cepat pula massa uap air yang dipindahkan dari bahan ke atmosfer dan mencegah air tersebut menjadi jenuh dipermukaan bahan. Kelembaban udara berpengaruh terhadap proses pemindahan uap air. Apabila kelembaban udara tinggi, maka perbedaan tekanan uap air didalam dan diluar bahan menjadi kecil sehingga menghambat pemindahan uap air dari dalam bahan ke luar.

Pada prinsipnya peristiwa yang terjadi selama proses pengeringan meliputi dua proses spesifik seperti berikut :

- a. Proses perpindahan panas, yaitu proses menguapkan air dari dalam bahan atau proses perubahan bentuk cair ke bentuk gas.
- b. Proses perpindahan massa, yaitu proses perpindahan massa uap air dari permukaan bahan ke udara.

3.1 PROSES PENGERINGAN BERDASARKAN GRAFIK PSIKROMETRIK

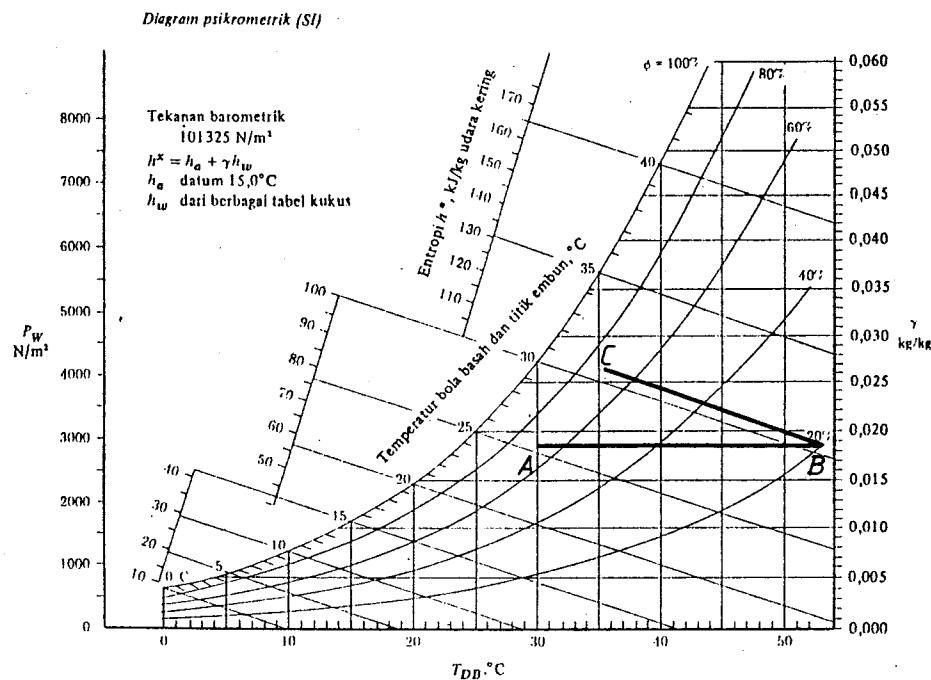
Proses pengeringan pada bahan dimana udara panas dialirkan dapat dianggap sebagai proses adiabatis. Hal ini berarti bahwa panas yang dibutuhkan untuk penguapan air dari bahan hanya diberikan oleh udara pengering dengan pindah panas secara konveksi, konduksi atau radiasi tanpa tambahan energi dari luar. Ketika udara pengering menembus bahan

basah, sebagian panas sensibel udara pengering diubah menjadi panas latent sambil menguapkan uap air.

Proses perpindahan panas terjadi karena suhu bahan lebih rendah daripada suhu udara yang dialirkan di sekelilingnya. Panas yang diberikan ini akan menaikkan suhu bahan dan menyebabkan tekanan uap air didalam bahan lebih tinggi daripada tekanan uap air di udara, sehingga terjadi perpindahan uap air dari bahan ke udara yang merupakan perpindahan massa.

Sebelum proses pengeringan berlangsung, tekanan uap air didalam bahan berada dalam keseimbangan dengan tekanan uap air di udara sekitarnya. Pada saat pengeringan dimulai, udara panas yang dialirkan melewati permukaan bahan akan menaikkan tekanan uap air, terutama pada daerah permukaan sejalan dengan kenaikan suhunya. Pada saat proses ini terjadi, perpindahan massa dari bahan ke udara dalam bentuk uap air berlangsung atau terjadi pengeringan pada permukaan bahan. Setelah itu tekanan uap air pada permukaan bahan akan menurun kembali. Setelah kenaikan suhu terjadi pada seluruh bagian bahan, maka terjadi pergerakan air secara difusi dari bahan ke permukaannya dan seterusnya proses penguapan pada permukaan bahan diulang lagi. Akhirnya setelah air bahan berkurang, tekanan uap air bahan akan menurun sampai terjadi keseimbangan dengan udara disekitarnya. Proses pengeringan

berdasarkan grafik psikrometrik ditunjukkan seperti pada gambar berikut.



Keterangan : A - B = proses pemanasan udara
B - C = proses pengeringan

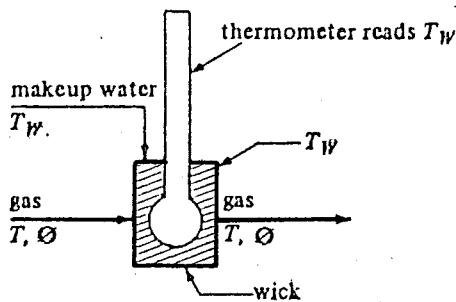
Gambar 3.1 Proses Pengeringan pada Kurva Psikrometrik

3.1.1 Temperatur Bola Kering (Dry Bulb Temperature)

Yaitu temperatur yang ditunjukkan oleh termometer dengan sensor kering dan terbuka. Biasanya yang dimaksud dengan temperatur bola kering adalah temperatur yang ditunjukkan oleh termometer biasa setelah dikalibrasi terhadap pengaruh radiasi.

3.1.2 Temperatur Bola Basah (Wet Bulb Temperature)

Yaitu temperatur yang ditunjukkan oleh termometer dengan menggunakan sensor basah dan terbalut kain. Temperatur yang ditunjukkan oleh temperatur bola basah selalu lebih kecil atau sama dengan temperatur bola kering. Hal ini dikarenakan pendinginan dari medium basah yang menutupi permukaan bola termometer.



Gambar 3.2 Pengukuran Temperatur Bola Basah

3.1.3 Kelembaban Relatif (Relative Humidity)

Kelembaban relatif diberi simbol RH atau θ , didefinisikan sebagai perbandingan antara tekanan parsial uap air yang ada di udara dengan tekanan jenuh uap air pada temperatur yang sama.

Dengan asumsi bahwa uap air berkelakuan seperti gas ideal, maka didapatkan hubungan :

$$\theta = P_v / P_s \quad (3.1)$$

dimana P_v = tekanan parsial sesungguhnya uap air di udara

P_s = tekanan jenuh uap air pada temperatur yang sama

3.1.4 Kelembaban Absolut (Absolute Humidity)

Kelembaban absolut atau biasa juga disebut rasio kelembaban Y, merupakan perbandingan antara berat uap air di udara dengan udara kering yang ada didalam udara lembab.

$$Y = \frac{\text{kg uap air}}{\text{kg udara kering}} = \frac{P_v V / R_v T}{P_a V / R_a T} = \frac{P_v / R_v}{(P_t - P_v) / R_a}$$

...(3.2)

dimana Y = kelembaban absolut ($\text{kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{uk}}$)

V = volume sembarang campuran udara-uap (m^3)

P_a = tekanan parsial udara kering (Pa)

P_v = tekanan parsial uap air (Pa)

P_t = tekanan atmosferik = $P_a + P_v$ (Pa)

R_a = tetapan gas untuk udara kering = 287 J/kg K

R_v = tetapan gas untuk uap air = 461,5 J/kg K

T = suhu absolut campuran udara-uap (K)

Dengan mensubstitusikan nilai numeris R_a dan R_v kedalam persamaan (3.2) diperoleh :

$$Y = \frac{287}{461,5} \left[\frac{P_v}{P_t - P_v} \right] = 0,622 \left[\frac{P_v}{P_t - P_v} \right] \quad (3.3)$$

3.1.5 Titik Embun (Dew Point Temperature)

Yaitu temperatur air pada keadaan dimana tekanan uapnya sama dengan tekanan uap dari udara lembab. Juga dinyatakan sebagai temperatur udara pada keadaan jenuh atau temperatur dimana pengembunan uap air akan terjadi bila udara tersebut didinginkan.

3.2 KADAR AIR

3.2.1 Kadar Air Bahan

Kadar air bahan menunjukkan banyaknya kandungan air persatuan bobot bahan. Ada dua metode untuk menentukan kadar air bahan, yaitu berdasarkan bobot kering (*dry basic*) dan bobot basah (*wet basic*).

Penentuan kadar air berdasarkan bobot kering dan bobot basah dapat ditentukan melalui persamaan berikut ini :

$$X = (W_a / W_k) \cdot 100 \% \quad (3.4)$$

$$M = (W_a / W_b) \cdot 100 \% \quad (3.5)$$

dimana X = kadar air bahan basis kering (%)

M = kadar air bahan basis basah (%)

W_a = bobot air bahan (gram)

W_k = bobot kering bahan (gram)

W_b = bobot bahan basah (gram)

3.2.2 Kadar Air Kritis (Critical Moisture Content)

Kadar air kritis adalah kadar air terendah saat mana laju air bebas dari dalam bahan ke permukaan sama dengan laju pengambilan uap air maksimum dari bahan.

Nilai kadar air kritis sulit diketahui tanpa melakukan suatu test pengeringan. Biasanya kadar air kritis tergantung dari :

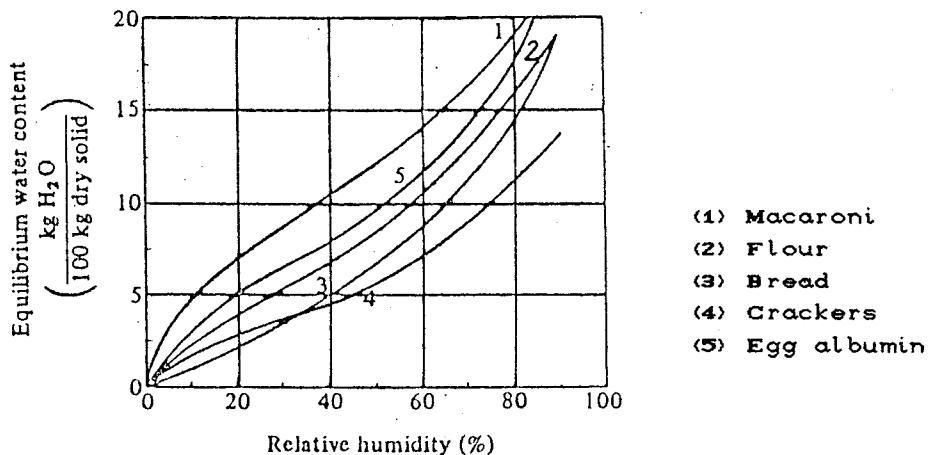
- material dan ketebalannya

- mekanisme pergerakan air ke permukaan
- kecepatan dan kondisi medium pengering.

3.2.3 Kadar Air Keseimbangan (Equilibrium Moisture Content)

Kadar air keseimbangan suatu bahan dapat diartikan sebagai kadar air minimum yang dapat dikeringkan dibawah kondisi pengeringan yang tetap atau pada suhu dan kelembaban nisbi yang tetap.

Jika suatu bahan dengan kadar air awal tertentu ditempatkan dalam lingkungan dengan suhu dan kelembaban tertentu, maka kadar air bahan tersebut akan berubah sampai tercapai kadar air keseimbangan antara air dalam bahan dengan air di udara. Bahan akan melepaskan atau menyerap air untuk mencapai kadar air keseimbangan.



Gambar 3.3 Kadar Air Keseimbangan Dari Beberapa Bahan Makanan Pada Temperatur 25 °C

3.2.4 Metode Penentuan Kadar Air

Metode penentuan kadar air dapat dilakukan dengan beberapa cara, antara lain :

A. Metode Pemanasan (AOAC 1970, Raegana 1979)

1. Bahan dipotong kecil atau dihancurkan hingga halus atau berbentuk serbuk.
2. Ditimbang sebanyak 1 sampai 2 gram dalam botol timbang yang telah diketahui beratnya.
3. Dikeringkan didalam oven dengan suhu 100 - 105 °C tergantung dari bahannya. Kemudian didinginkan didalam eksikator dan ditimbang. Panaskan lagi dalam oven

selama 30 menit, dinginkan dalam eksikator dan ditimbang. Cara ini diulangi sampai berat basah tidak berubah (selisih penimbangan berturut-turut kurang dari 0,2 mg).

4. Pengurangan berat sama dengan banyaknya air dalam bahan.
5. Persentase kadar air dapat ditentukan dengan persamaan (3.4) dan (3.5).

B. Metode Destilasi Toluene

1. Bahan dihancurkan atau dipotong hingga berukuran kecil
2. Timbang hasil potongan tadi secukupnya yang lebih kurang mengandung 2 sampai 5 ml air, lalu pindahkan kedalam labu destilasi.
3. Tambahkan 75 sampai 100 ml toluene atau xylene dan labu destilasi dipasang pada alat destilasi khusus dengan penampung air yang menguap.
4. Destilasi dilanjutkan sampai semua air menguap dan air didalam penampung tidak lagi bertambah (sekitar 1 jam)
5. Volume air dibaca dan prosen air dari berat contoh dihitung.

3.3 PRINSIP PERPINDAHAN MASSA

Perpindahan massa uap air dari bahan ke udara yang terjadi selama proses pengeringan terdiri dari dua proses, yaitu :

1. Perpindahan uap air dari dalam ke permukaan bahan.
2. Perpindahan uap air dari permukaan ke medium pengering.

3.3.1 Perpindahan Uap Air Dari Dalam Ke Permukaan Bahan

Gerakan perpindahan ini terjadi karena adanya perbedaan konsentrasi, dimana konsentrasi bagian dalam material lebih besar dari konsentrasi permukaan. Dengan meninjau lapisan tipis, gerakan uap air dari material ke permukaan dapat ditentukan dengan persamaan Fick untuk difusi satu dimensi.

$$N_{A,x}'' = - D_{AB} (\partial C_A / \partial x) \quad (3.6)$$

$$n_{A,x}'' = - D_{AB} (\partial \rho_A / \partial x) \quad (3.7)$$

dimana $N_{A,x}''$ = fluks molar uap air (kmol/s m^2)

$n_{A,x}''$ = fluks massa uap air (kg/s m^2)

D_{AB} = koefisien difusi binari bahan - air (m^2/s)

$(\partial C_A / \partial x)$ = perbedaan konsentrasi uap air dalam arah x
(kmol/m^4)

$(\partial \rho_A / \partial x)$ = perbedaan rapat massa uap air dalam arah x
(kg/m^4)

3.3.2 Perpindahan Uap Air Dari Permukaan Ke Medium Pengering

Perpindahan uap air dari permukaan bahan ke udara dalam proses pengeringan berlangsung secara konveksi. Laju perpindahan uap airnya ditentukan dengan persamaan :

$$N_A'' = h_m (C_{A,s} - C_{A,\infty}) \quad (3.8)$$

$$n_A'' = h_m (\rho_{A,s} - \rho_{A,\infty}) \quad (3.9)$$

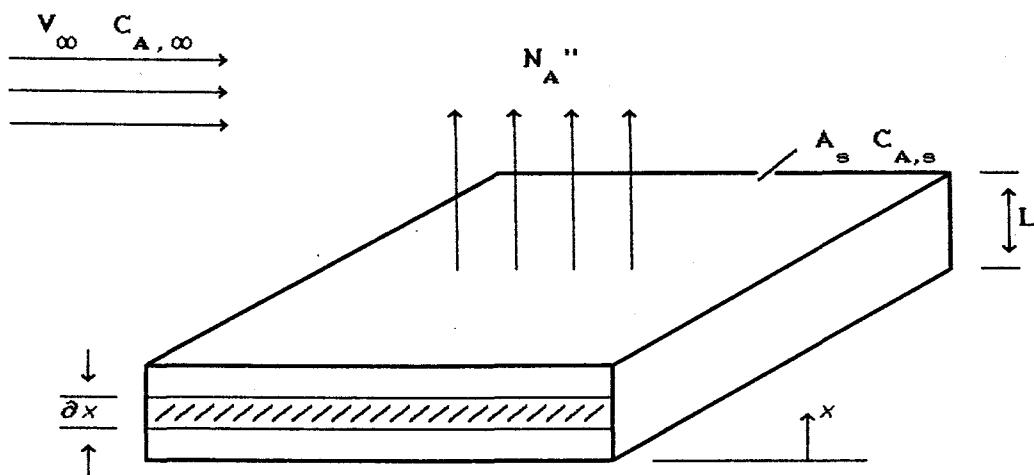
dimana h_m = koefisien perpindahan massa konveksi (m/s)

$C_{A,s}$ = konsentrasi uap air di permukaan bahan (kmol/m^3)

$C_{A,\infty}$ = konsentrasi uap air di udara pengering (kmol/m^3)

$\rho_{A,s}$ = rapat massa uap air di permukaan bahan (kg/m^3)

$\rho_{A,\infty}$ = rapat massa uap air di udara pengering (kg/m^3)



Gambar 3.4 Perpindahan Uap Air Dari Bahan Ke Udara Pengering

3.4 PERIODE PROSES PENGERINGAN

Dalam proses pengeringan terdiri dari 3 periode laju pengeringan, yaitu :

- a. Periode laju pengeringan menaik
- b. Periode laju pengeringan konstan
- c. Periode laju pengeringan menurun

Sedang laju pengeringan (*drying rate*) sebagai fungsi kandungan kebasahan dari padatan pada kurva (3.5) berikut ini, secara umum dapat ditunjukkan dengan hubungan :

$$R = - \frac{W_d}{A} \left(\frac{dX}{dt} \right) \quad (3.10)$$

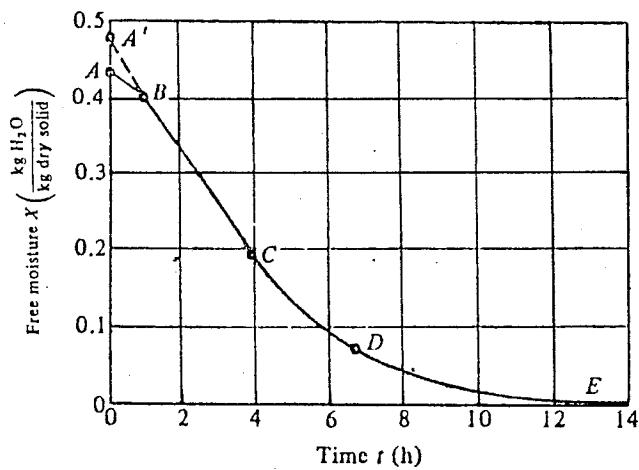
dimana R = laju pengeringan (kg/jam m^2)

W_d = massa material dalam keadaan kering (kg)

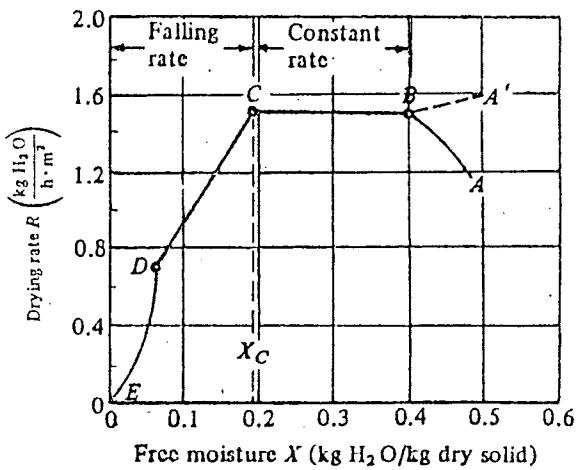
A = luas permukaan material yang dikeringkan (m^2)

X = kadar air basis kering (kg/kg)

t = waktu (jam)



(a)



(b)

Keterangan :

- A-B** = periode pemanasan
- B-C** = periode laju pengeringan konstan
- C-D** = kadar air kritis
- C-D** = periode laju pengeringan menurun pertama
- D-E** = periode laju pengeringan menurun kedua

Gambar 3.5 Kurva Laju Pengeringan Kondisi Tetap
 (a) Kadar Air Fungsi Waktu
 (b) Laju Pengeringan Fungsi Kadar Air

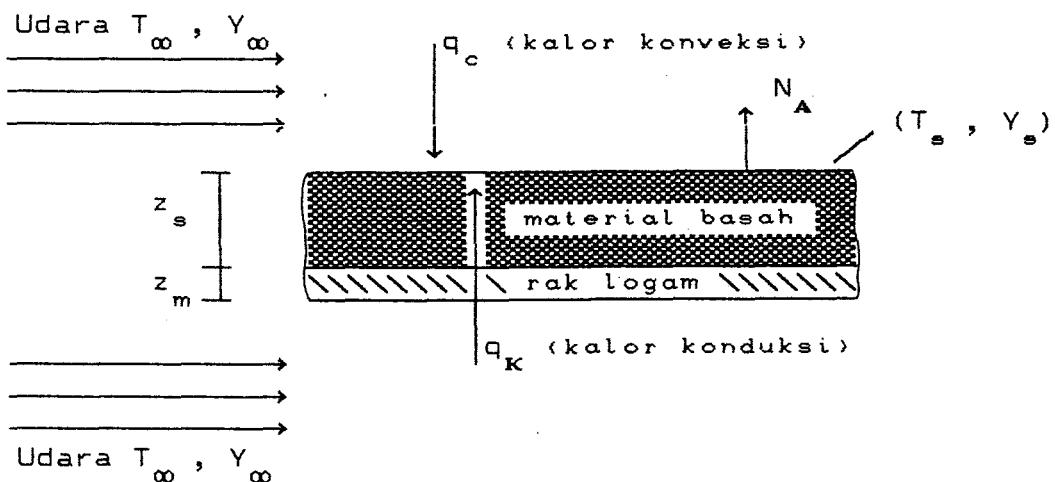
3.4.1 Periode Laju Pengeringan Menaik

Pada periode ini kecepatan pengeringan sukar diamati karena proses berlangsung sangat cepat dan daerah operasinya tidak tunak. Periode ini dimulai saat material kontak dengan udara pengering. Temperatur material akan berubah sampai pada kondisi tunak. Kurva akan menaik ($A-B$) bila temperatur sampel lebih rendah dari temperatur udara pengering dan akan turun ($A'-B$) bila sebaliknya.

3.4.2 Periode Laju Pengeringan Konstan

Pada periode ini penguapan terjadi pada permukaan bahan dan kecepatan penguapannya dapat dianggap sama dengan kecepatan pengeringannya. Periode ini berakhir pada saat kecepatan perpindahan air dari dalam bahan ke permukaan lebih kecil daripada kecepatan penguapan air pada permukaan bahan atau jika kandungan air kritisnya x_c dicapai. Temperatur bahan pada periode ini konstan dan dianggap sebagai temperatur bola basah dari udara pengering.

Bila diasumsikan tidak ada perpindahan panas secara radiasi, pengeringan material diatas rak logam didalam lemari pengering dapat digambarkan seperti gambar berikut :



Gambar 3.6 Perpindahan Panas dan Massa Dalam Pengeringan Material Padat

Laju perpindahan panas dan massa total pada permukaan material padatan kering adalah :

$$\begin{aligned} q &= q_c + q_k \\ &= h_c A (T_\infty - T_s) + U_k A (T_\infty - T_s) \end{aligned} \quad (3.11a)$$

$$q = n'' A H_{fg} \quad (3.11b)$$

dimana :

$$U_k = [(1/h_c) + (z_m/K_m) + (z_s/K_s)]^{-1} \quad (3.12)$$

dan h_c = koefisien perpindahan panas konveksi ($\text{W}/\text{m}^2\text{K}$)

A = luas permukaan bahan yang dikeringkan (m^2)

T_∞ = temperatur udara pengering (K)

T_s = temperatur permukaan bahan yang dikeringkan (K)

K_m = konduktivitas thermal logam/rak ($\text{W}/\text{m K}$)

K_s = konduktivitas thermal material ($\text{W}/\text{m K}$)

H_{fg} = kalor laten penguapan pada T_s (J/kg)

sehingga laju pengeringan konstan ditentukan sebagai :

$$R_c = \frac{q}{A H_{fg}} = \frac{[h_c + U_k] [T_\infty - T_s]}{H_{fg}} = n'' A H_{fg} \quad (3.13)$$

Waktu pengeringan dengan laju konstan dapat ditentukan dengan mensubstitusikan persamaan (3.13) ke persamaan (3.10) dan diintegrasikan :

$$(dt)_c = - (w_d / A) \int_{x_b}^{x_c} \left[\frac{dx}{R_c} \right]$$

$$t_c = - (w_d / A R_c) [x_c - x_b]$$

$$t_c = \frac{w_d H_{fg}}{q} [x_b - x_c] \quad (3.14)$$

2.4.3 Periode Laju Pengeringan Menurun

Periode ini akan terjadi bila laju pengeringan konstan berakhir pada kadar air kritis (Gambar 3.5). Pada keadaan ini seluruh permukaan penguapan sudah tidak dapat lagi dipertahankan kejemuhan oleh aliran air dari dalam bahan. Oleh karena itu akan terjadi keadaan dimana laju perpindahan uap air dari bagian dalam bahan lebih rendah dari laju uap air yang diuapkan. Pada periode ini laju pengeringan menurun dan kecepatan penguapan dikendalikan oleh laju aliran uap air dalam (*internal moisture*). Mekanisme yang mengendalikan aliran internal ini adalah :

- a. Aliran kapilaritas
- b. Aliran diffusi
- c. Aliran yang disebabkan oleh pengkerutan dan perbedaan tekanan.

Hal ini menyebabkan sebagian permukaan bahan mulai mengering, laju pengeringan akan turun hingga akhirnya berhenti pada saat tercapai kesetimbangan antara bahan dan udara pengering (titik E). Pada saat ini laju pengeringan berharga nol dan temperatur bahan akan sama dengan temperatur bola kering udara pengering serta tekanan uap didalam bahan sama dengan tekanan uap air dari udara pengering.

Pada periode laju pengeringan menurun seperti pada gambar (3.5b), laju pengeringan "R" tidak konstan, tetapi menurun ketika proses pengeringan melewati kadar air kritis (X_c). Pada saat kandungan air bebas X sama dengan nol, laju pengeringan juga turun menjadi nol.

Waktu pengeringan untuk setiap daerah diantara X_1 dan X_2 diberikan dalam persamaan :

$$t = \frac{W_d}{A} \int_{X_2}^{X_1} \left(\frac{dX}{R} \right) \quad (3.15)$$

Pada kasus khusus dalam daerah laju pengeringan menurun, persamaan untuk waktu pengeringan pada persamaan diatas dapat diintegrasikan secara analitis sebagai berikut :

1. Laju Pengeringan Sebagai Fungsi Linier Terhadap X

Yaitu bila X_1 dan X_2 keduanya kurang dari X_c dan laju pengeringan R linier dalam X didaerah ini,

$$R = a X + b \quad (3.16)$$

dimana "a" adalah kemiringan garis dan "b" adalah konstanta. Dengan mendifferensiasikan persamaan (3.16) dan disubstutusikan ke persamaan (3.15) diperoleh :

$$t = \frac{W_d}{a A} \int_{R_2}^{R_1} \left(\frac{dR}{R} \right) = \frac{W_d}{a A} \ln \left(\frac{R_1}{R_2} \right) \quad (3.17)$$

karena $R_1 = a X_1 + b$ dan $R_2 = a X_2 + b$, maka

$$a = \frac{R_1 - R_2}{X_1 - X_2} \quad (3.18)$$

substitusi persamaan (3.18) ke persamaan (3.17) memberikan :

$$t = \frac{W_d (X_1 - X_2)}{A (R_1 - R_2)} \ln \left(\frac{R_1}{R_2} \right) \quad (3.19)$$

2. Laju Pengeringan Sebagai Fungsi Linier Melewati Titik Nol

Pada beberapa kasus, sebuah garis lurus dari kadar air kritis melalui titik nol cukup menyatakan keseluruhan periode laju pengeringan menurun. Dalam gambar (3.5b), garis lurus tersebut dapat dimulai dari C ke E di titik nol. Asumsi ini dibuat karena data-data yang lengkap sulit diperoleh. Selanjutnya untuk sebuah garis lurus yang

melewati titik nol, dimana laju pengeringan berbanding langsung dengan kandungan air bebas berlaku hubungan :

$$R = a X \quad (3.20)$$

Differensiasi persamaan (3.20) dan selanjutnya disubstitusi ke persamaan (3.15), memberikan hasil :

$$t = \frac{W_d}{a A} \int_{R_2}^{R_1} \left(\frac{dR}{R} \right) = \frac{W_d}{a A} \ln \left(\frac{R_1}{R_2} \right) \quad (3.21)$$

Dengan kemiringan garis $a = R_c/X_c$ dan $X_1 = X_c$ pada $R_1 = R_c$, diperoleh :

$$t = \frac{W_d}{A R_c} \frac{X_c}{R_2} \ln \left(\frac{R_c}{R_2} \right) \quad (3.22)$$

karena $R_c/R_2 = X_c/X_2$, maka :

$$t = \frac{W_d}{A R_c} \frac{X_c}{X_2} \ln \left(\frac{X_c}{X_2} \right) \quad (3.23)$$

atau

$$R = R_c \frac{X}{X_c} \quad (3.24)$$

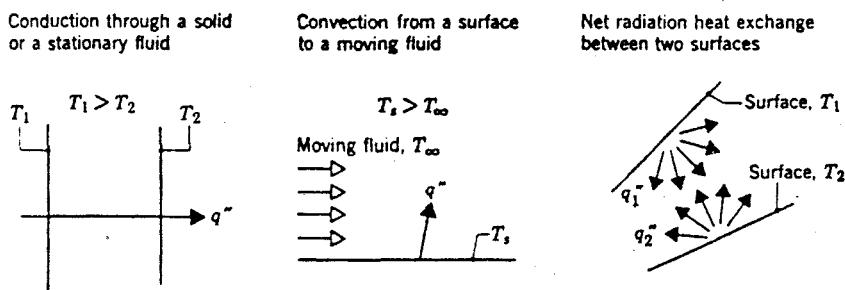
BAB IV

ALAT PENUKAR PANAS

4.1 PRINSIP PERPINDAHAN PANAS

Apabila pada suatu medium atau antar medium terdapat perbedaan temperatur, maka akan terjadi proses perpindahan panas. Perpindahan panas merupakan angkutan energi sebagai akibat adanya perbedaan temperatur.

Mekanisme perpindahan panas dapat terjadi melalui tiga cara, yaitu konduksi, konveksi dan radiasi. Sering pula perpindahan panas yang terjadi merupakan gabungan dari dua atau bahkan tiga cara diatas.



Gambar 4.1 Mekanisme Perpindahan Panas Konduksi, Konveksi dan Radiasi

4.1.1 Perpindahan Panas Konduksi

Perpindahan panas konduksi adalah suatu mekanisme perubahan energi dalam dari suatu benda ke benda lain atau

dari suatu bagian benda ke bagian benda yang lain, yang disebabkan oleh adanya gerakan random dari molekul. Bagian yang bertemperatur lebih besar akan memiliki energi molekul yang lebih besar dan jika antar molekul yang berdekatan saling bertabrakan secara terus menerus, maka akan terjadi perpindahan energi dari benda yang memiliki energi yang lebih besar ke energi yang lebih kecil.

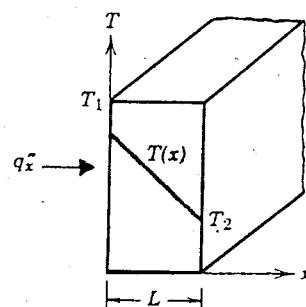
Kecepatan perpindahan panas konduksi yang sesuai dengan hukum Fourier untuk bidang satu dimensi yang memiliki distribusi temperatur $T(x)$, dinyatakan sebagai :

$$q_x'' = -k (dT/dx) \quad (4.1)$$

dimana q_x'' = laju panas konduksi perluas permukaan (W/m^2)

k = konduktivitas bahan (W/m K)

dT/dx = gradien temperatur terhadap jarak (K/m)



Gambar 4.2 Perpindahan Panas Konduksi Satu Dimensi

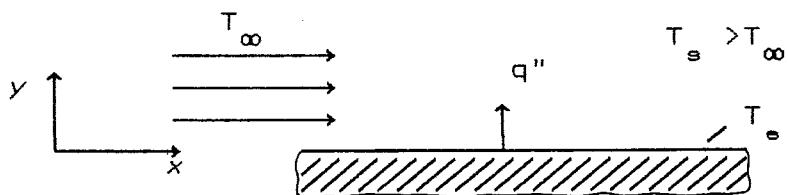
Jika distribusi temperatur sepanjang L (Gambar 4.2) adalah linier, maka laju perpindahan panas dapat dinyatakan sebagai :

$$q_x'' = -k(T_2 - T_1)/L = k(T_1 - T_2)/L \quad (4.2)$$

Tanda minus (-) pada persamaan (4.1) adalah menunjukkan kenyataan bahwa panas akan berpindah searah dengan penurunan temperatur.

4.1.2 Perpindahan Panas Konveksi

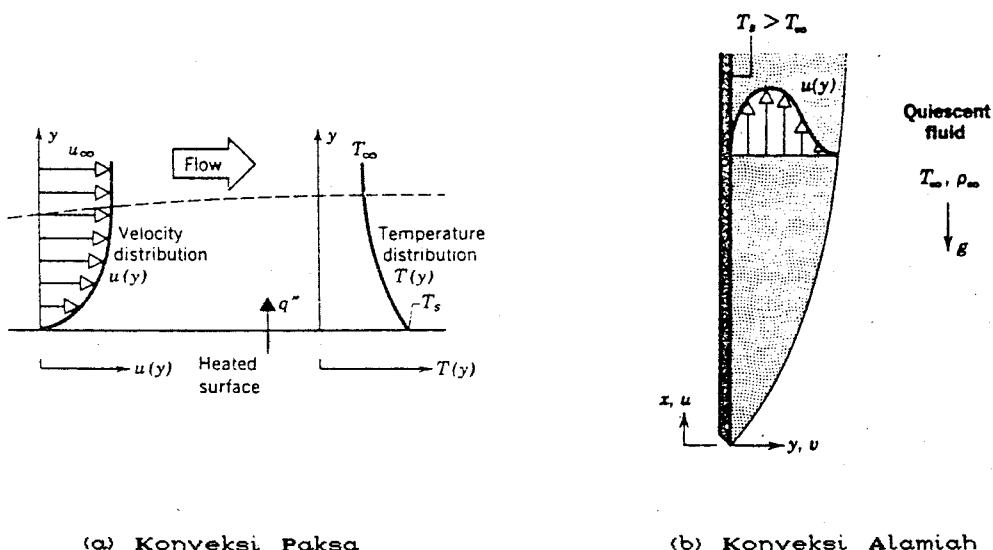
Perpindahan panas secara konveksi didukung oleh dua mekanisme, yaitu perpindahan energi yang disebabkan gerakan random molekul (diffusi) dan gerakan makroskopik fluida didalam lapisan batas (*boundary layer*). Hal ini terjadi antara suatu permukaan dengan fluida yang bergerak apabila terjadi perbedaan temperatur.



Gambar 4.3 Konveksi Dari Permukaan Ke Fluida Yang Bergerak

Perpindahan panas konveksi dikontrol oleh difusi dan gerakan fluida. Difusi terjadi pada pertemuan antara fluida dan permukaan material, $Y = 0$. Sedangkan untuk daerah $Y > 0$, konveksi dikontrol oleh gerakan makroskopik/olakan dari fluida (*bulk motion*).

Ditinjau dari gerakan fluida, perpindahan panas konveksi secara umum dibedakan menjadi Konveksi Paksa dan Konveksi Alamiah (Konveksi bebas). Disebut Konveksi Paksa (*Force Convection*) apabila aliran yang terjadi ditimbulkan oleh beberapa peralatan bantu seperti fan, blower, pompa, kompresor, dan sebagainya. Sedangkan Konveksi Bebas (*Free Convection*) adalah bila aliran fluida yang terjadi semata-mata karena adanya beda massa jenis dari fluida yang disebabkan oleh perbedaan temperatur.



Gambar 4.4 Perpindahan Panas Konveksi

Laju perpindahan panas konveksi yang sesuai menurut hukum pendinginan Newton adalah :

$$q''_{\text{conv}} = h (T_s - T_\infty) \quad (4.3)$$

dimana q''_{conv} = laju panas konveksi perluas permukaan (W/m^2)

h = koefisien perpindahan panas konveksi ($\text{W/m}^2\text{K}$)

T_s = temperatur permukaan (K)

T_∞ = temperatur fluida (K)

4.1.3 Perpindahan Panas Radiasi

Adalah perpindahan panas yang terjadi tanpa melalui media perantara atau dapat merambat pada ruang hampa udara. Perbedaan panas ini terjadi karena adanya pancaran energi dalam bentuk gelombang-gelombang elektromagnetik antara dua permukaan yang berbeda temperatur.

Stevan Boltzman telah menyatakan besarnya radiasi yang dapat dipancarkan oleh suatu permukaan adalah :

$$q'' = \sigma \epsilon (T_s)^4 \quad (4.4)$$

dimana q'' = panas radiasi persatuannya luas permukaan (W/m^2)

σ = konstanta Boltzman = $5,67 \cdot 10^{-8}$ ($\text{W/m}^2\text{K}^4$)

ϵ = emisivitas bahan

T_s = temperatur permukaan (K)

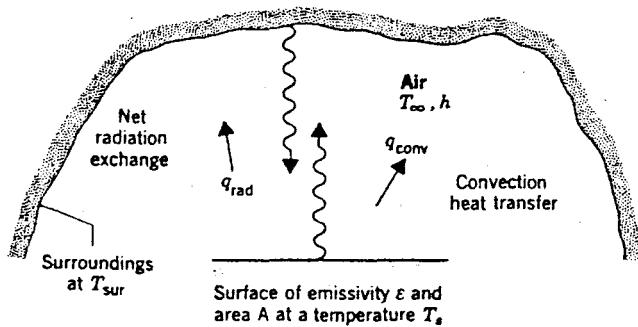
Radiasi panas yang terjadi antara suatu permukaan dengan sekeliling (*surrounding*) yang dipisahkan oleh suatu gas yang tidak mempunyai efek terhadap perpindahan radiasi sering dijumpai dalam praktik, dan besarnya adalah :

$$q = \epsilon \sigma A (T_s^4 - T_{sur}^4) \quad (4.5)$$

dimana q = laju perpindahan panas radiasi (W)

A = luas permukaan (m^2)

T_{sur} = temperatur sekeliling (K)



Gambar 4.5 Radiasi Antara Permukaan Dengan Sekeliling

4.1.4 Perpindahan Panas Gabungan

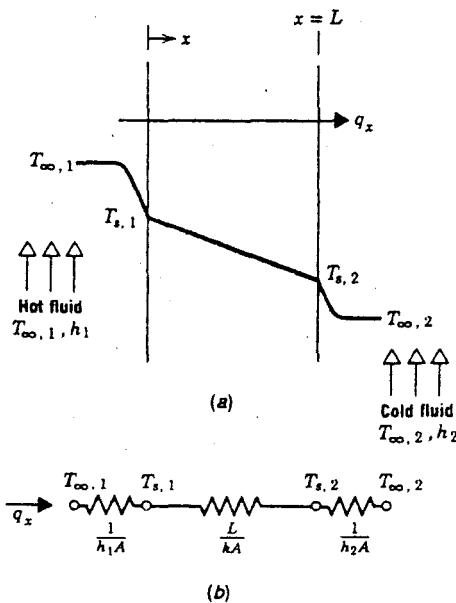
Dalam praktik, perpindahan panas terjadi secara gabungan antara konduksi dengan konveksi, konveksi dengan radiasi atau gabungan antara ketiga mekanisme tersebut.

Perpindahan panas gabungan antara konduksi dengan konveksi (Gambar 4.6) akan lebih mudah ditentukan jika menggunakan metode "Thermal Resistance" (R_t). Metode ini ditentukan dengan menganalogikan perpindahan panas dengan perpindahan muatan listrik. Dengan demikian tahanan thermal untuk konduksi satu dimensi pada pelat datar dinyatakan sebagai :

$$R_{t,kond} = \frac{1}{q_x} [T_{s,1} - T_{s,2}] = \frac{L}{KA} \quad (4.6)$$

Hal yang sama juga berlaku pada konveksi :

$$R_{t,conv} = \frac{1}{q} (T_s - T_\infty) = \frac{1}{hA} \quad (4.7)$$



Gambar 4.6 Perpindahan Panas Gabungan Konduksi-Konveksi
 (a) Distribusi Temperatur
 (b) Sirkuit Thermal Ekivalen

Untuk pelat datar satu dimensi, maka perpindahan panas gabungan konduksi dan konveksi seperti gambar diatas adalah

$$q_x = (T_{\infty,1} - T_{\infty,2}) / R_{tot} \quad (4.8)$$

$$R_{tot} = \frac{1}{h_1 A} + \frac{L}{k A} + \frac{1}{h_2 A} \quad (4.9)$$

dimana R_{tot} = total tahanan thermal (K/W)

$T_{\infty,1}$ = temperatur fluida 1 (K)

$T_{\infty,2}$ = temperatur fluida 2 (K)

h_1 = koefisien konveksi fluida 1 ($W/m^2 K$)

h_2 = koefisien konveksi fluida 2 ($W/m^2 K$)

k = konduktivitas thermal benda ($W/m K$)

A = luas permukaan perpindahan panas (m^2)

4.1.5 Koefisien Perpindahan Panas dan Massa Konveksi

Dalam analisa perpindahan panas konveksi, maka faktor utama yang harus ditentukan adalah besarnya koefisien perpindahan panas dan massa konveksi. Besarnya koefisien ini dapat dicari dari hubungan empirik yang telah dikembangkan untuk geometrik aliran yang umum. Hubungan empirik ini cocok untuk kebanyakan perhitungan teknik dan biasanya dinyatakan dalam parameter-parameter tidak berdimensi seperti bilangan Reynold (Re), Nusselt (Nu), Prandtl (Pr), Sherwood (Sh), Schmidt (Sc), Rayleigh (Ra) dan Grashof (Gr).

Bilangan Reynold, Nusselt, dan Sherwood secara berturut-turut didefinisikan sebagai :

$$Re = (V L) / \nu \quad (4.10)$$

$$Nu = (h L) / k_f \quad (4.11)$$

$$Sh = (h_m L) / D_{AB} \quad (4.12)$$

dimana V = kecepatan aliran fluida (m/s)

L = panjang karakteristik (m)

ν = viskositas kinematik fluida (m^2/s)

h = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m^2K)

k_f = konduktivitas thermal fluida ($W/m K$)

h_m = koefisien perpindahan massa konveksi (m/s)

D_{AB} = koefisien diffusi binary (m^2/s)

4.2 PERENCANAAN ALAT PENUKAR PANAS

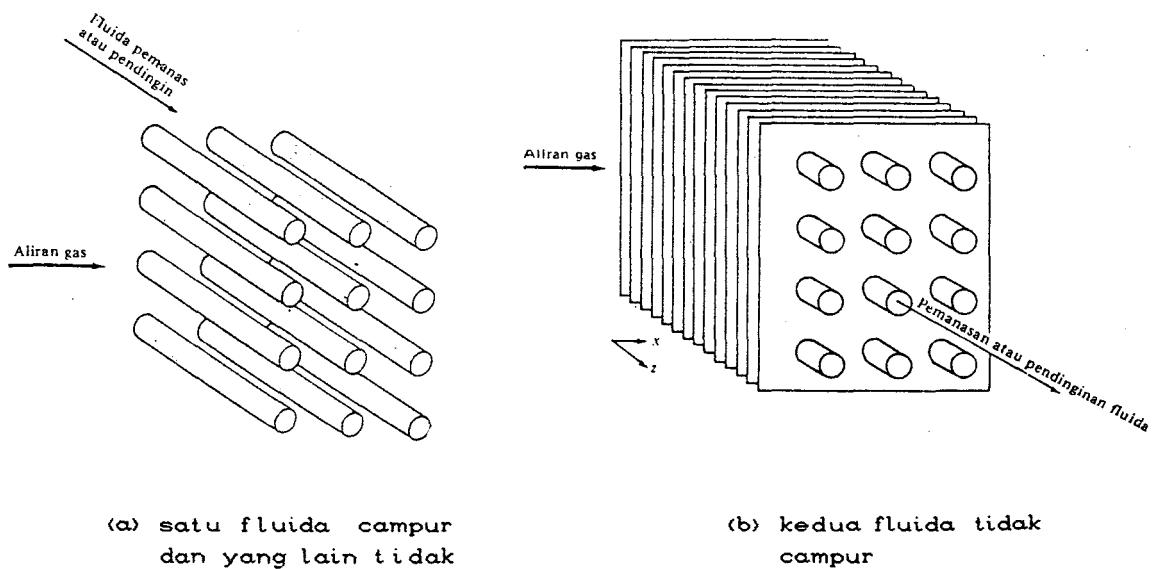
4.2.1 Pengertian Alat Penukar Panas

Alat penukar panas adalah suatu alat yang digunakan sebagai media pertukaran panas antara satu fluida dengan fluida lain yang berbeda temperatur. Media pertukaran panas tersebut bisa berupa dinding, sekat-sekat, susunan pelat atau susunan pipa-pipa.

Penukar panas aliran silang banyak dipakai dalam pemanasan dan pendinginan udara atau gas. Sebagai contoh penukar panas pada gambar (4.7a), dimana gas dialirkkan

menyilang berkas pipa, sedang fluida lain digunakan didalam pipa untuk memanaskan atau pendinginkan. Dalam penukar panas ini fluida yang mengalir melintasi pipa disebut arus campur (*mixed stream*), sedang fluida didalam pipa disebut arus tak campur (*unmixed*). Gas itu dikatakan bercampur karena dapat bergerak dengan bebas didalam alat itu sambil menukar kalor. Fluida yang satu lagi terkurung didalam pipa penukar panas dan tidak dapat bercampur selama proses perpindahan panas.

Penukar panas arus silang jenis lain ditunjukkan pada gambar (4.7b). Gas mengalir melintas berkas pipa bersirip dan karena terkurung didalam saluran-saluran diantara sirip-sirip, tidak bercampur pada waktu mengalir melalui penukar panas. Penukar panas jenis ini merupakan jenis yang khas dipakai dalam penyejuk udara.

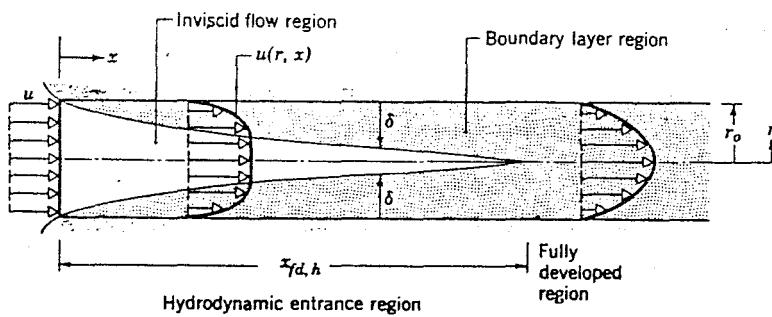


Gambar 4.7 Penukar Panas Arus Silang

Jika fluida tak campur, terdapat gradien suhu pada arus sejajar dengan aliran maupun arah normal terhadap aliran, sedang jika fluida itu campur terdapat kecenderungan untuk suhu itu menjadi sama pada arah normal terhadap aliran, sebagai akibat dari pencampuran.

4.2.2 Aliran Didalam Pipa Penukar Panas

Perpindahan panas yang terjadi didalam pipa (*internal flow*) tergantung dari kondisi aliran yang melewati pipa tersebut. Kondisi aliran dalam pipa ditunjukkan seperti gambar berikut.



Gambar 4.8 Profil Kecepatan Aliran Laminer Didalam Pipa

Pada aliran dalam pipa seperti gambar diatas terlihat bahwa pada saat masuk, terbentuk suatu lapisan batas. Lama kelamaan lapisan batas ini memenuhi seluruh pipa sehingga dikatakan aliran sudah berkembang penuh. Jika aliran itu

laminer, maka profil kecepatan berbentuk parabola. Bila aliran itu turbulen, bentuk profil tersebut lebih tumpul. Bilangan Reynold digunakan sebagai kriteria untuk menunjukkan apakah aliran dalam pipa itu laminer atau turbulen. Untuk $Re_D > 2300$ aliran itu biasanya turbulen.

Karena fluida memasuki pipa berkontak dengan permukaan, efek viskos menjadi penting dan lapisan batas berkembang dengan pertambahan X . Pengembangan ini terjadi akibat dari mengecilnya daerah aliran yang tidak berviskos sehingga menghasilkan pertemuan lapisan batas pada garis sumbu pipa. Jarak dari ujung masuk sampai dimana lapisan batas bertemu disebut panjang masukan hidrodinamik ($X_{fd,h}$). Suatu aliran dikatakan telah berkembang penuh jika :

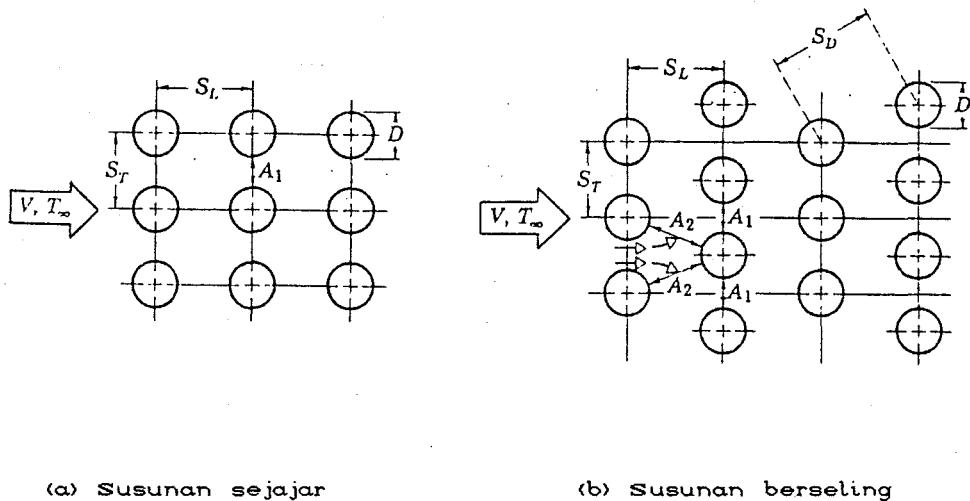
$$\text{aliran laminer} : \left(\frac{X_{fd,h}}{D} \right)_{lam} \approx 0,05 Re_D \quad (4.13)$$

$$\text{aliran turbulen} : 10 \leq \left(\frac{X_{fd,h}}{D} \right)_{turb} \leq 60 \quad (4.14)$$

4.2.3 Aliran Melintang Diatas Susunan Pipa Penukar Panas

Biasanya alat penukar panas menggunakan pipa-pipa penukar panas yang disusun rangkap sehingga merupakan suatu kumpulan pipa-pipa (*tube bank*). Bentuk susunan pipa-pipa ini dapat sejajar (*aligned*) maupun selang-seling (*staggered*).

Konfigurasi susunan pipa ini dikarakteristikkan oleh diameter (D), pitch melintang (S_T), pitch memanjang (S_L) yang diukur dari antara pusat-pusat pipa.



(a) Susunan sejajar

(b) Susunan berseling

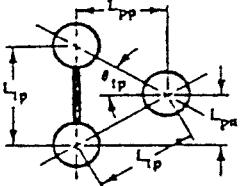
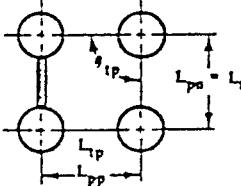
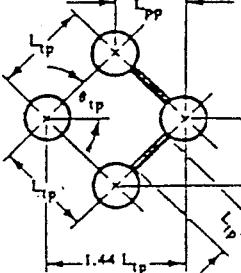
Gambar 4.9 Susunan Pipa Didalam Rangkuman

Ukuran baku untuk diameter pipa yang dibutuhkan dan jarak pitch susunan pipa berturut-turut ditunjukkan dalam tabel-tabel berikut :

Tabel 4.1 Ukuran Pipa Dan Pitch Susunan Pipa Yang Dianjurkan

Tube OD (mm)	Wall thickness (mm)	Tube ID (mm)	Pitch (L_{tp}) (mm)	Pitch ratio
6,350	0,711	4,928	7,938	1,250
	0,559	5,232	9,525	1,500
9,525	1,245	7,036	12,700	1,330
	0,889	7,747	13,494	1,420
	0,711	8,103		
12,700	1,245	10,211	15,875	1,250
	0,899	10,922	16,669	1,310
			17,462	1,380
15,875	1,651	12,573	19,844	1,250
	1,245	13,386	20,638	1,300
	0,889	14,097	22,225	1,400
19,050	2,769	13,462	12,812	1,250
	2,108	14,834	25,400	1,330
	1,651	15,748	26,988	1,420
	1,245	16,561	28,575	1,500
	0,889	17,272		
25,400	2,769	19,863	31,750	1,250
	2,108	21,184	33,338	1,312
	1,651	22,098	34,925	1,375
	1,245	22,911		
31,750	3,404	24,943	39,688	1,250
	2,769	32,563		
	2,108	33,884		
	1,651	34,798		
50,800	2,769	45,260	63,500	1,25
	2,108	46,580		

Tabel 4.2 Parameter Geometri Susunan Pipa

Cross Flow →	θ_{tp}	L_{pn}	L_{pp}
	30°	$0.5L_{tp}$	$0.866L_{tp}$
	90°	L_{tp}	L_{tp}
	45°	$0.707L_{tp}$	$0.707L_{tp}$

Untuk analisa perpindahan panas yang terjadi didalam berkas pipa, bilangan Reynold didasarkan atas kecepatan maksimum yang terjadi pada berkas pipa, yaitu kecepatan yang melalui bidang aliran minimum. Luas bidang ini bergantung

dari susunan geometri pipa. Pada susunan pipa yang sejajar, kecepatan maksimum terjadi pada bidang A_1 (Gambar 4.9), yaitu :

$$V_{\max} = \frac{S_T}{(S_T - D)} V \quad (4.15)$$

Pada susunan pipa berseling, kecepatan maksimum dapat terjadi pada bidang transversal A_1 atau diagonal A_2 .

Kecepatan maksimum akan terjadi di bidang A_2 bila :

$$S_D = [S_L^2 + (S_T / 2)^2]^{1/2} < (S_T + D)/2$$

Dengan kondisi seperti tersebut, besarnya kecepatan maksimum di bidang A_2 adalah :

$$V_{\max} = \frac{S_T}{2(S_T - D)} V \quad (4.16)$$

Bila kecepatan maksimum terjadi di bidang A_1 untuk susunan pipa berseling, maka dapat dihitung kembali dengan menggunakan persamaan (4.15).

Selanjutnya penurunan tekanan untuk aliran gas melintas berkas pipa ini dapat dihitung dari persamaan (4.17) yang dinyatakan dalam Paskal.

$$\Delta P = \frac{2 f' G_{\max}^2 N_L}{\rho_{\infty}} \left(\frac{\mu_s}{\mu_{\infty}} \right)^{0.14} \quad (4.17)$$

dimana G_{\max} = kecepatan massa pada luas aliran minimum
 $(\text{kg}/\text{m}^2 \text{s})$

ρ_{∞} = rapat massa aliran bebas (kg/m^3)

N_L = jumlah kolom

μ_s = viskositas absolut pada suhu permukaan (Ns/m^2)

μ_{∞} = viskositas absolut aliran bebas rerata (Ns/m^2)

Untuk susunan pipa berseling, faktor gesek empiris (f') diberikan oleh Jacob sebagai :

$$f' = \left[0,25 + \frac{0,118}{[(S_T - d)/d]^{1,08}} \right] Re_{\max}^{-0,16} \quad (4.18)$$

Sedang untuk susunan pipa sejajar :

$$f' = \left[0,044 + \frac{0,08 S_L / d}{\{[(S_T - d)/d]^{0,43} + 1,13d/S_L\}} \right] Re_{\max}^{-0,15} \quad \dots (4.19)$$

4.3 ANALISA KOEFISIEN PERPINDAHAN PANAS MENYELURUH (UD)

Faktor utama dalam menganalisa alat penukar panas adalah menentukan besarnya koefisien perpindahan panas menyeluruh (U). Koefisien ini pada dasarnya sama dengan total tahanan thermal. Seperti pada perpindahan panas gabungan konveksi dan konduksi, koefisien perpindahan panas gabungan menyeluruh pada aliran dua fluida yang dipisahkan oleh suatu dinding datar penukar panas adalah :

$$U = [(1/h_i) + (L/k) + (1/h_o)]^{-1} \quad (4.20)$$

Jika kedua fluida tersebut dipisahkan oleh dinding pipa, maka:

$$U_o = \left[\frac{1}{\left(\frac{1}{h_o} \right) + \frac{r_o}{k} \ln \left(\frac{r_o}{r_i} \right) + \frac{r_o}{r_i} \left(\frac{1}{h_i} \right)} \right] \quad (4.21)$$

$$U_i = \left[\frac{1}{\left(\frac{1}{h_i} \right) + \frac{r_i}{k} \ln \left(\frac{r_o}{r_i} \right) + \frac{r_o}{r_i} \left(\frac{1}{h_o} \right)} \right] \quad (4.22)$$

dimana subskrip i dan o menunjukkan perhitungan didasarkan atas luasan dalam atau luasan luar pipa.

4.4 ANALISA PENUKAR PANAS DENGAN METODA LMTD

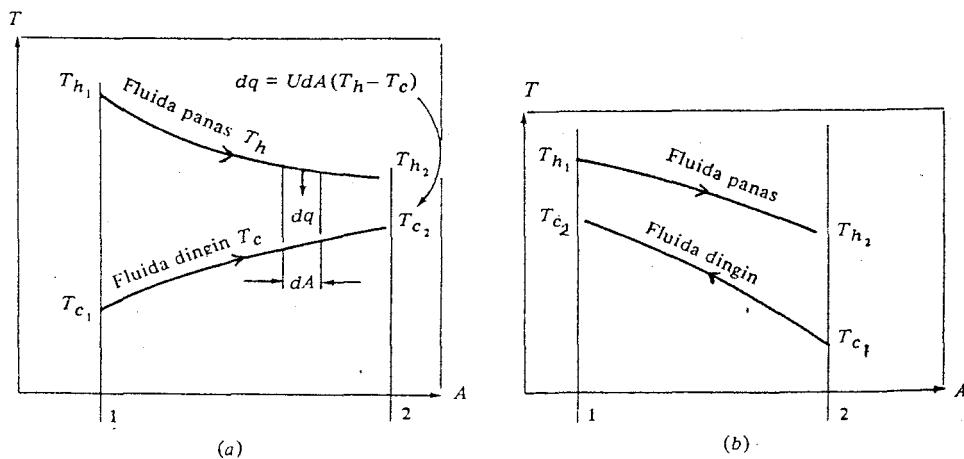
Dengan menggunakan asumsi bahwa perpindahan panas antara alat penukar panas dan sekelilingnya diabaikan seperti halnya pengabaian tentang perubahan energi kinetik dan potensial, maka laju total perpindahan panas antara fluida panas dan dingin dari kesetimbangan energi adalah :

$$q = \dot{m}_h C_{p,h} (T_{h,i} - T_{h,o}) \quad (4.23)$$

$$q = \dot{m}_c C_{p,c} (T_{c,i} - T_{c,o}) \quad (4.24)$$

dimana subskrip h dan c menyatakan sifat-sifat fluida panas dan fluida dingin, dan subskrip i dan o menyatakan kondisi fluida masuk dan keluar.

Pada penukar panas pipa ganda, fluida dapat mengalir dalam aliran sejajar maupun dalam aliran lawan arah. Profil suhu untuk kedua kasus ini ditunjukkan pada gambar berikut.



Gambar 4.10 Profil Suhu Untuk Aliran Sejajar Dan Aliran Lawan Arah Dalam Penukar Kalor Pipa Ganda

Laju perpindahan kalor dalam susunan pipa ganda ini adalah :

$$q = U A \Delta T_{lm} \quad (4.25)$$

dimana U = koefisien perpindahan kalor menyeluruh

A = luas permukaan perpindahan kalor yang sesuai

ΔT_{lm} = beda suhu rata-rata logaritma, LMTD

Untuk penukar panas aliran lawan arah, besarnya beda suhu rata-rata logaritma (LMTD) ini adalah :

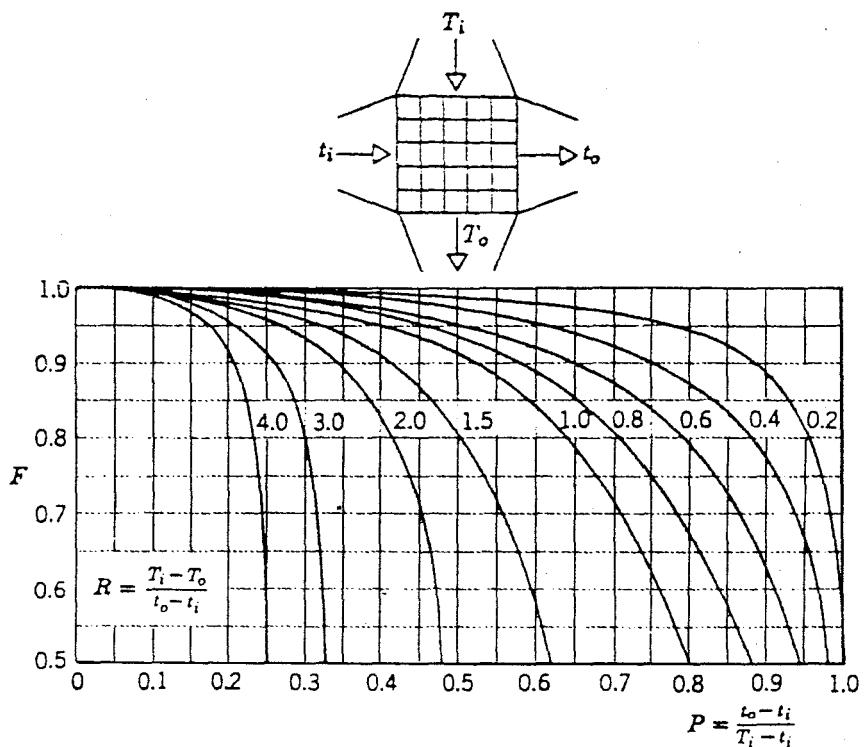
$$\Delta T_{lm,CF} = \frac{(T_{h,i} - T_{c,o}) - (T_{h,o} - T_{c,i})}{\ln \left(\frac{T_{h,i} - T_{c,o}}{T_{h,o} - T_{c,i}} \right)} \quad (4.26)$$

Persamaan tersebut diatas adalah hasil dari penurunan analitik dengan mengambil asumsi kalor specifik fluida tidak berubah terhadap suhu dan koefisien perpindahan panas konveksi tetap untuk seluruh penukar panas.

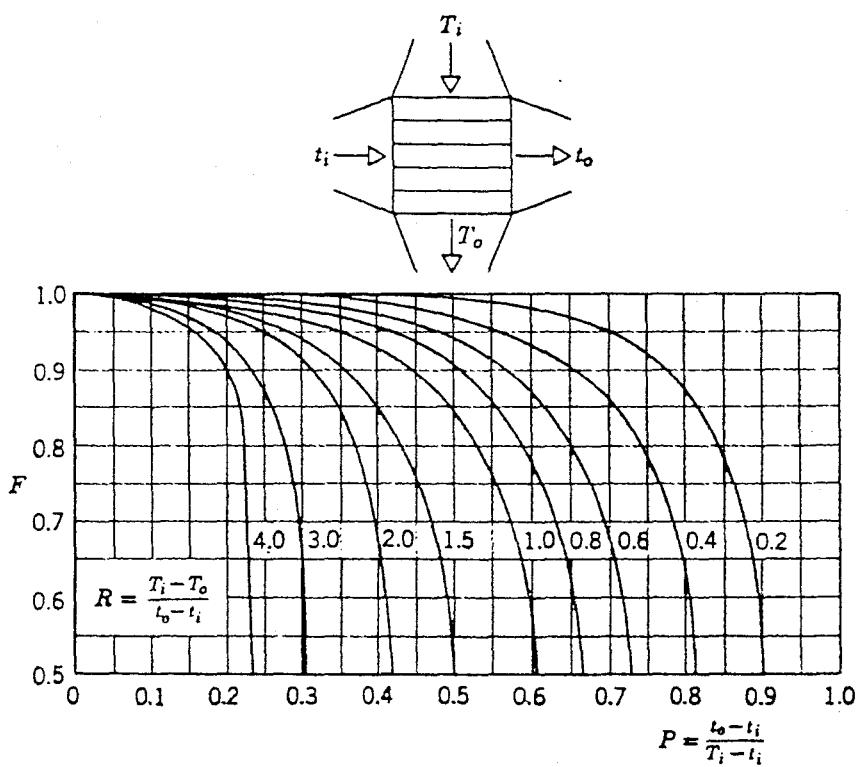
Untuk penukar panas jenis aliran melintang, besarnya LMTD dihitung dengan menerapkan faktor koreksi (F) terhadap LMTD untuk aliran lawan arah, sehingga :

$$\Delta T_{lm} = F \Delta T_{lm,CF} \quad (4.27)$$

Pernyataan aljabar untuk faktor koreksi (F) telah dikembangkan untuk bermacam-macam konfigurasi alat penukar panas *shell and tube* dan aliran melintang, dan hasilnya disajikan secara grafis.



Gambar 4.11 Faktor Koreksi Penukar Panas Satu Laluan, Aliran Melintang, Kedua fluida Tak Campur



Gambar 4.12 Faktor Koreksi Penukar Panas Satu Laluan, Aliran Melintang, Satu Fluida Campur Dan Yang Lain Tidak

4.5 ANALISA PENUKAR PANAS DENGAN METODA NTU-EFFEKTIVITAS

Pendekatan LMTD dalam analisa penukar panas berguna bila suhu masuk dan keluar diketahui atau dapat dicari dengan mudah sehingga LMTD dapat dihitung, dan aliran panas, luas permukaan serta koefisien perpindahan panas menyeluruh

dapat ditentukan. Bila suhu masuk atau keluar belum diketahui, maka analisa akan melibatkan prosedur iterasi. Dalam hal demikian, analisa akan lebih mudah dilaksanakan dengan menggunakan metode yang berdasarkan effektivitas penukar panas dalam memindahkan sejumlah kalor tertentu. Effektivitas penukar panas didefinisikan sebagai :

$$\varepsilon = \frac{q}{q_{\max}} = \frac{U A LMTD}{C_{\min} (T_{h,i} - T_{c,i})} \quad (4.28)$$

dimana C_{\min} adalah $(\dot{m}_c \cdot Cp_c)$ atau $(\dot{m}_h \cdot Cp_h)$ yang paling kecil. Persamaan-persamaan analitik untuk NTU dan Effektivitas (ε) digunakan untuk mencapai tingkat ketelitian yang relatif lebih tinggi dari pembacaan grafik, yang selanjutnya ditabelkan seperti tabel-tabel berikut dengan nilai :

$$NTU = U A / C_{\min} \quad (4.29)$$

$$Cr = C_{\min} / C_{\max} \quad (4.30)$$

Tabel 4.3 Persamaan-persamaan Effektivitas Penukar Panas

FLOW ARRANGEMENT	RELATION
Concentric tube	
Parallel flow	$\epsilon = \frac{1 - \exp[-NTU(1 + C_r)]}{1 + C_r}$
Counterflow	$\epsilon = \frac{1 - \exp[-NTU(1 - C_r)]}{1 - C_r \exp[-NTU(1 - C_r)]}$
Shell and tube	
One shell pass (2, 4, ... tube passes)	$\epsilon_1 = 2 \left\{ 1 + C_r + (1 + C_r^2)^{1/2} \frac{1 + \exp[-NTU(1 + C_r^2)^{1/2}]}{1 - \exp[-NTU(1 + C_r^2)^{1/2}]} \right\}^{-1}$
n Shell passes (2n, 4n, ... tube passes)	$\epsilon = \left[\left(\frac{1 - \epsilon_1 C_r}{1 - \epsilon_1} \right)^n - 1 \right] \left[\left(\frac{1 - \epsilon_1 C_r}{1 - \epsilon_1} \right)^n - C_r \right]^{-1}$
Cross flow (single pass)	
Both fluids unmixed	$\epsilon = 1 - \exp[(1/C_r)(NTU)^{0.22} \{ \exp[-C_r(NTU)^{0.78}] - 1 \}]$
C_{\max} (mixed), C_{\min} (unmixed)	$\epsilon = (1/C_r)(1 - \exp[-C_r(1 - \exp[-NTU])])$
C_{\min} (mixed), C_{\max} (unmixed)	$\epsilon = 1 - \exp(-C_r^{-1}(1 - \exp[-C_r(NTU)]))$
All exchangers ($C_r = 0$)	$\epsilon = 1 - \exp(-NTU)$

Tabel 4.4 Persamaan-persamaan NTU Untuk Penukar Panas

FLOW ARRANGEMENT	RELATION
Concentric tube	
Parallel flow	$NTU = -\frac{\ln[1 - \epsilon(1 + C_r)]}{1 + C_r}$
Counterflow	$NTU = -\frac{1}{C_r - 1} \ln\left(\frac{\epsilon - 1}{\epsilon C_r - 1}\right)$
Shell and tube	
One shell pass (2, 4, ... tube passes)	$NTU = -(1 + C_r^2)^{-1/2} \ln\left(\frac{E - 1}{E + 1}\right)$ $E = \frac{2/\epsilon_1 - (1 + C_r)}{(1 + C_r^2)^{1/2}}$
n Shell passes (2n, 4n, ... tube passes)	Use Equations 11.31b and 11.31c with $\epsilon_1 = \frac{F - 1}{F - C_r}$, $F = \left(\frac{\epsilon C_r - 1}{\epsilon - 1}\right)^{1/n}$
Cross flow (single pass)	
C_{\max} (mixed), C_{\min} (unmixed)	$NTU = -\ln[1 + (1/C_r) \ln(1 - \epsilon C_r)]$
C_{\min} (mixed), C_{\max} (unmixed)	$NTU = -(1/C_r) \ln[C_r \ln(1 - \epsilon) + 1]$
All exchangers ($C_r = 0$)	$NTU = -\ln(1 - \epsilon)$

BAB V

ANALISA PROSES PENGERINGAN

5.1 DATA-DATA ACUAN

1. Lempok Durian

- Massa lempok durian basah, $M_{\text{lempok}} = 9 \text{ kg}$
- Rapat massa lempok, $\rho_{\text{lempok}} = 1449,52 \text{ kg/m}^3$
- Dimensi per-potong = $15 \text{ cm} \times 7,5 \text{ cm} \times 3 \text{ cm}$
- Kadar air awal lempok, $M_i = 26 \% \quad (\text{basis basah})$
 $X_i = 35,15 \% \quad (\text{basis kering})$
- Kadar air akhir lempok, $M_f = 20 \% \quad (\text{basis basah})$
 $X_f = 25 \% \quad (\text{basis kering})$

2. Kondisi Lingkungan

- Temperatur rata-rata udara sekitar, $T_A = 30 {}^\circ\text{C}$
- Kelembaban relatif udara, $\varnothing_A = 70 \%$

5.2 DESAIN LEMARI PENGERING

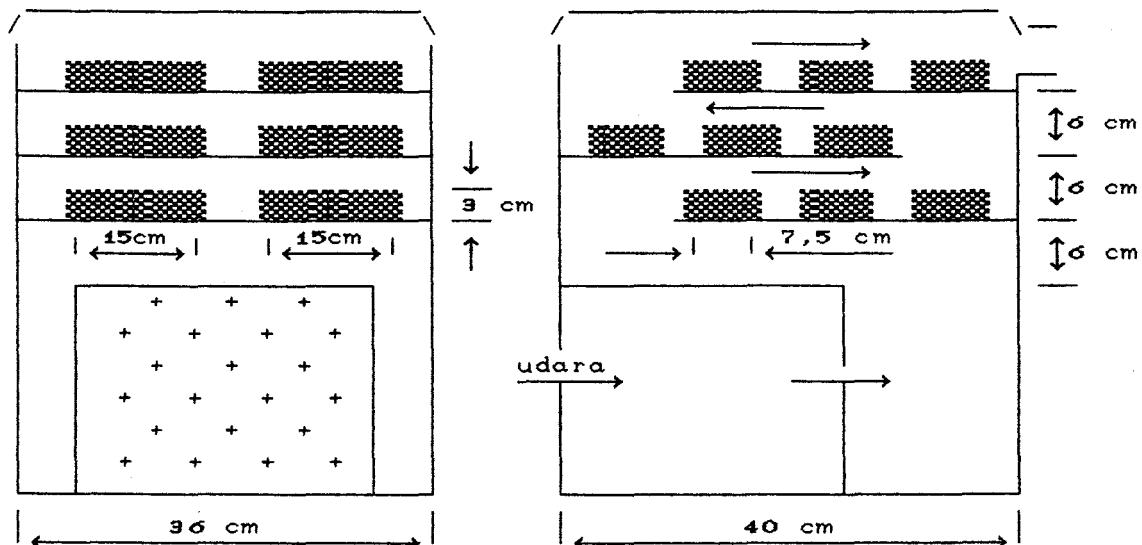
1. Model

- *Tray dryer* dengan susunan rak pengering 3 tingkat.
- Bentuk kotak persegi panjang.

2. Kapasitas

- Untuk pengeringan 9 kg lempok basah.

3. Skematik lemari dan susunan lempok selama pengeringan :



5.3 PENENTUAN LUAS LALUAN UDARA PENGERING

Direncanakan tiap rak dapat menampung 3 kg lempok basah (6 potong lempok durian), dengan susunan lempok seperti gambar diatas. Dengan demikian luas laluan udara saat melewati lempok adalah :

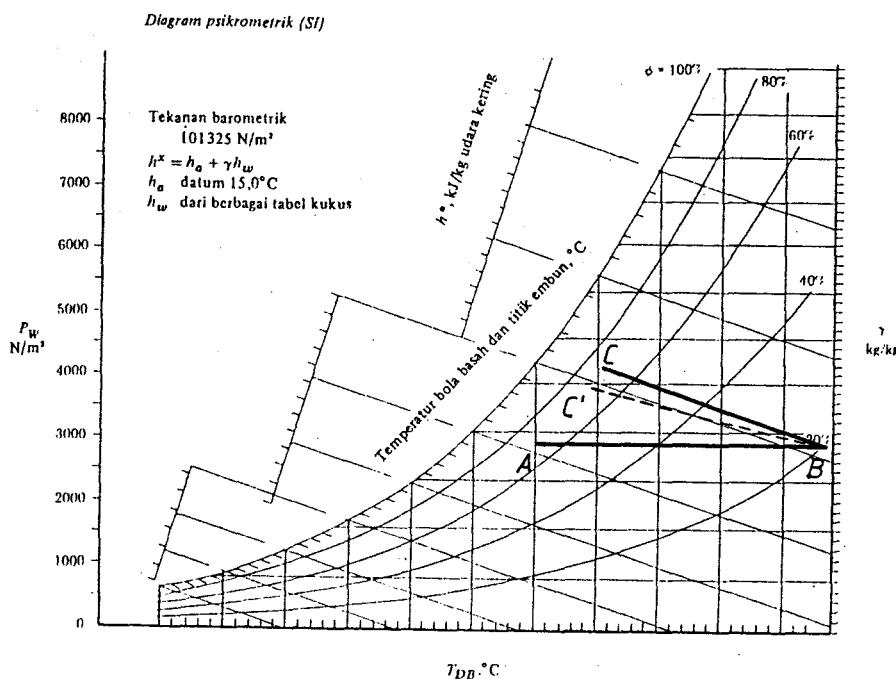
$$A_{\infty} = [36 (6) - 2 (15) (3)] = 126 \text{ cm}^2 = 0,0126 \text{ m}^2$$

5.4 KONDISI UDARA DI TITIK A, B, DAN C DALAM DIAGRAM PSIKROMETRIK

Saat udara segar dari titik A dipanaskan hingga titik B melalui alat penukar panas, tidak terjadi perubahan kelembaban absolut. Pada proses pengeringan di lemari pengering, udara dari titik B bergerak menuju ke titik C

(sebagai pendekatan pertama, gerakan udara mengikuti garis temperatur bola basah).

Skematik :



Keterangan :

- B-C = alur gerakan udara dalam proses pengeringan (asumsi)
- B-C' = alur gerakan udara yang sebenarnya dalam pengeringan lempok durian

5.4.1 Kondisi Udara Di Titik A

- Temperatur bola kering, $T_{DB_A} = 30^\circ\text{C}$
- Temperatur bola basah, $T_{WB_A} = 25,6^\circ\text{C}$
- Kelembaban relatif, $\varnothing_A = 70\%$
- Tekanan atmosfer, $P_t = 101,325 \text{ KPa}$
- Tekanan jenuh uap air, $P_s = 4,241 \text{ KPa}$

$$\begin{aligned}
 - \text{Kelembaban absolut, } Y_A &= 0,622 \left[\frac{\varnothing_A P_s}{P_t - \varnothing_A P_s} \right] \\
 &= 0,622 \left[\frac{0,7 (4,241)}{101,325 - 0,7 (4,241)} \right] \\
 &= 0,01877 \text{ kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{uk}}
 \end{aligned}$$

5.4.2 Kondisi Udara Di Titik B

- Temperatur bola kering, $T_{db_B} = 55^\circ\text{C}$
- Temperatur bola basah, $T_{wb_B} = 31,25^\circ\text{C}$
- Kelembaban absolut, $Y_B = 0,01877 \text{ kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{uk}}$
- Tekanan atmosfer, $P_t = 101,325 \text{ KPa}$
- Tekanan jenuh uap air, $P_s = 15,7565 \text{ KPa}$

Kelembaban relatif di titik B dapat ditentukan melalui persamaan :

$$\begin{aligned}
 \varnothing_B &= \frac{Y_B P_t}{P_s (0,622 + Y_B)} (100) \% \\
 &= \frac{0,01877 (101,325)}{15,7565 (0,622 + 0,01877)} (100) \% \\
 &= 18,837 \%
 \end{aligned}$$

5.4.3 Kondisi Udara Di Titik C

Kondisi udara pengering keluar dari lemari pengering diharapkan mempunyai kelembaban relatif yang sama dengan

kelembaban relatif udara sekitar ($\approx 70\%$). Dengan demikian kondisi udara di titik C ini adalah :

- Temperatur bola kering, $T_{db_c} = 36,2^\circ\text{C}$
- Temperatur bola basah, $T_{wb_c} = 31,25^\circ\text{C}$
- Kelembaban relatif, $\varnothing_c = 70\%$
- Tekanan atmosfer, $P_t = 101,325 \text{ KPa}$
- Tekanan jenuh uap air, $P_s = 6,0084 \text{ KPa}$

$$\begin{aligned} - \text{Kelembaban absolut, } Y_c &= 0,622 \left[\frac{\varnothing_c P_s}{P_t - \varnothing_c P_s} \right] \\ &= 0,622 \left[\frac{0,7 (6,0084)}{101,325 - 0,7 (6,0084)} \right] \\ &= 0,02694 \text{ kg}_{\text{air}}/\text{kg}_{\text{uk}} \end{aligned}$$

5.5 MENGHITUNG JUMLAH AIR YANG DIUAPKAN

Jumlah air yang harus dikeluarkan dari bahan dapat ditentukan dengan persamaan :

$$M_v = \frac{100 (M_i - M_f)}{(100 - M_i) (100 - M_f)} (W_d) \quad (\text{ref 22, hal 42})$$

dimana berat kering lempok durian (W_d) dihitung sebagai :

$$\begin{aligned} W_d &= (1 - \varnothing_i) M_{\text{lempok}} \\ &= (1 - 0,26) 9 \text{ kg} \\ &= 6,66 \text{ kg} \end{aligned}$$

sehingga jumlah air yang harus diuapkan adalah :

$$M_w = \frac{100 (26 - 20)}{(100 - 26) (100 - 20)} (6,66) \text{ kg}$$

$$= 0,675 \text{ kg}$$

5.6 KEBUTUHAN KALOR UNTUK PENGERINGAN

Pada periode laju pengeringan konstan, temperatur permukaan lempok dapat didekati dulu dengan temperatur bola basah udara pengering, baru kemudian di-check kembali. Panas laten specifik air untuk penguapan pada permukaan bebas pada temperatur permukaan, $T_s = 31,25^\circ\text{C}$ adalah $H_{fg} = 2426,7085 \text{ KJ/kg}$. Kalor yang dibutuhkan untuk pengeringan adalah :

$$Q_s = \text{kalor untuk menaikkan temperatur lempok} + \text{kalor untuk penguapan}$$

$$\dots \text{ (ref 22, hal 54)}$$

$$= M_{\text{lempok}} C_{p_{\text{lempok}}} (T_s - T_i) + M_w H_{fg}$$

dimana T_i = temperatur awal lempok

= $25,6^\circ\text{C}$ (temperatur bola basah udara sekitar)

$$C_{p_{\text{lempok}}} = 1,675 + 0,025 (\% M_i) \quad \text{(ref 9, hal 105)}$$

$$= 1,675 + 0,025 (26)$$

$$= 2,325 \text{ KJ/kg K}$$

sehingga :

$$Q_s = 9 (2,325) (31,25 - 25,6) + 0,675 (2426,7085)$$

$$= 1756,2545 \text{ KJ}$$

5.7 KEBUTUHAN UDARA PENGERING

Kebutuhan udara pengering dapat ditentukan berdasarkan beberapa persamaan berikut ini :

$$m_{ud,1} = Q_s / (Cp_{ud} \Delta T) \quad \dots \dots (i)$$

$$m_{uk} = M_v / \Delta Y \quad \dots \dots (ii)$$

$$m_{ud,z} = m_{uk} + \bar{Y} m_{uk} \quad \dots \dots (iii)$$

dimana m_{ud} = massa udara yang dibutuhkan

m_{uk} = massa udara kering

M_v = jumlah air yang diuapkan

\bar{Y} = kelembaban absolut rata-rata

Substitusi persamaan (ii) dan (iii) menghasilkan :

$$m_{ud,z} = \frac{M_v}{\Delta Y} (1 + \bar{Y}) \quad \dots \dots (iv)$$

Dengan memasukkan nilai-nilai udara pada kondisi B dan C diatas, dan $Cp_{ud} = 1,004 \text{ KJ/kg K}$, diperoleh :

$$\begin{aligned} m_{ud,1} &= \frac{Q_s}{Cp_{ud} (\bar{T}_B - \bar{T}_C)} \\ &= \frac{1756,2545}{1,004 (55 - 36,2)} \\ &= 93,0456 \text{ kg}_{ud} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{ud,z} &= \frac{M_v}{(Y_c - Y_b)} \left[1 + \left(\frac{Y_c + Y_b}{2} \right) \right] \\
 &= \frac{0,675}{(0,02694 - 0,01877)} \left[1 + \frac{0,02694 + 0,01877}{2} \right] \\
 &= 84,5076 \text{ kg}_{ud}
 \end{aligned}$$

Menggunakan cara *trial and error*, $m_{ud,1}$ akan sama dengan $m_{ud,z}$ pada kondisi titik C' sebagai berikut :

- Temperatur bola kering, $T_{db,c'} = 35,803^\circ\text{C}$
- Kelembaban relatif, $\theta_{c'} = 70\%$
- Tekanan atmosfer, $P_t = 101,325 \text{ KPa}$
- Tekanan jenuh uap air, $P_s = 5,8787 \text{ KPa}$
- Kelembaban absolut, $Y_{c'} = 0,622 \left[\frac{0,7 (5,8787)}{101,325 - 0,7 (5,8787)} \right]$
- $= 0,02633 \text{ kg}_{air}/\text{kg}_{uk}$

Jadi kebutuhan udara untuk pengeringan adalah :

$$\begin{aligned}
 m_{ud} &= \frac{1756,2545}{1,004 (55 - 35,803)} \\
 &= 91,1214 \text{ kg}_{ud}
 \end{aligned}$$

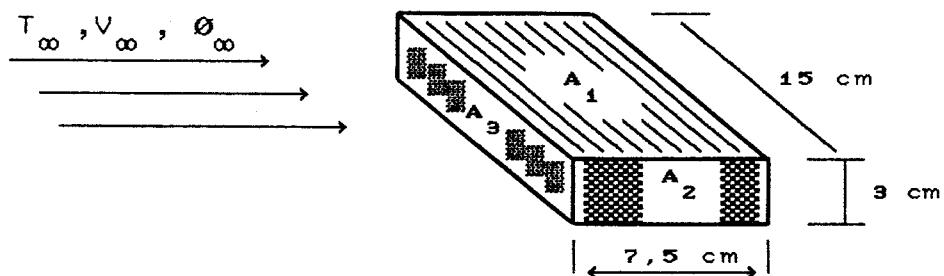
Bila dengan jumlah udara sebesar ini diharapkan dapat mengeringkan lempok durian selama 6 jam, maka kebutuhan udara pengering persatuan waktu adalah :

$$\dot{m}_{ud} = \frac{91,1214}{6 (3600)} \\ = 4,2186 \cdot 10^{-3} \text{ kg}_{ud}/\text{s}$$

5.8 ANALISA PERPINDAHAN PANAS DAN MASSA DALAM PENGERINGAN

5.8.1 Kecepatan Aliran Udara Melewati Lempok

Skematik :



Luas penampang untuk masing-masing permukaan perpotong lempok durian adalah :

$$A_1 = 15 (7,5) = 112,5 \text{ cm}^2 = 0,01125 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 7,5 (3) = 22,5 \text{ cm}^2 = 0,00225 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 15 (3) = 45 \text{ cm}^2 = 0,0045 \text{ m}^2$$

Bila diambil temperatur rata-rata udara pengering :

$$\bar{T}_{\infty} = \frac{T_{db_B} + T_{db_C}}{2} = \frac{(55 + 35,803)}{2} = 45,4015^{\circ}\text{C}$$

Dan rapat massa udara pengering pada \bar{T}_∞ adalah :

$$\rho_\infty(T_\infty) = 1,0848 \text{ kg/m}^3$$

Maka kecepatan udara melewati lempok adalah :

$$\begin{aligned} v_\infty &= \frac{\dot{m}_{ud}}{\rho_\infty A_\infty} \\ &= \frac{4,2186 \cdot 10^{-3}}{1,0848 (0,0126)} \\ &= 0,3086 \text{ m/s} \end{aligned}$$

5.8.2 Menentukan Sifat-Sifat Uap Air

Dari referensi 11 tabel A-6, dapat diperoleh sifat-sifat uap air yang diukur pada \bar{T}_∞ dan T_s , dimana :

$$\bar{T}_\infty = 45,4015^\circ\text{C}$$

$$\phi_\infty = 36\% \text{ (Grafik Psikrometrik)}$$

$$T_s = 31,25^\circ\text{C}$$

sehingga :

- Panas laten , $H_{fg}(T_s) = 2426,7085 \text{ KJ/kg}$

- Rapat massa uap jenuh, $\rho_{A,s}(T_s) = v_g^{-1} = 0,03274 \text{ kg/m}^3$

$$\rho_{A,s}(T_\infty) = v_g^{-1} = 0,06771 \text{ kg/m}^3$$

Jadi rapat massa uap di udara pengering adalah :

$$\begin{aligned} \rho_{A,\infty} &= \varnothing_{\infty} \rho_{A,s}(T_{\infty}) \\ &= 0,36 (0,06771) \\ &= 0,02437 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

5.8.3 Menentukan Sifat-Sifat Udara Pengering

Sifat-sifat udara pengering diukur pada temperatur film (T_f), dapat diperoleh dari referensi 11 tabel A-4 :

$$T_f = \frac{\bar{T}_{\infty} + T_s}{2} = \frac{45,4015 + 31,25}{2} = 38,3257^\circ\text{C}$$

- Viskositas kinematik, $\nu = 1,6978 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas thermal, $k = 0,02715 \text{ W/m K}$
- Angka Prandtl, $Pr = 0,7054$
- Koefisien Difusi Binari uap air dan udara,

$$D_{AB \langle 298 \text{ K} \rangle} = 0,26 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$$

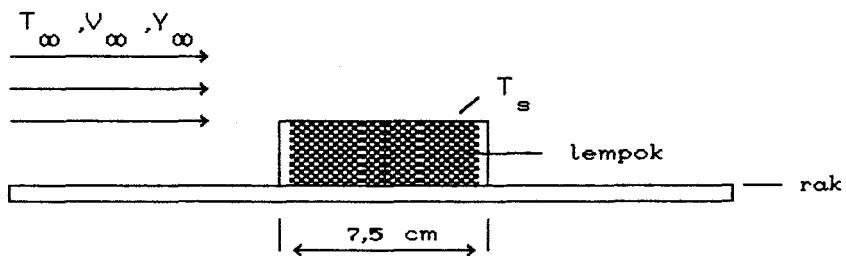
$$\begin{aligned} D_{AB \langle T_f \text{ K} \rangle} &= (T_f / 298)^{3/2} D_{AB \langle 298 \text{ K} \rangle} \quad (\text{ref 11, hal 254}) \\ &= (311,3257 / 298)^{3/2} (0,26 \cdot 10^{-4}) \\ &= 2,7763 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \end{aligned}$$

$$- \text{Angka Schmidt, } Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{1,6978 \cdot 10^{-5}}{2,7763 \cdot 10^{-5}} = 0,6115$$

5.8.4 Koefisien Perpindahan Panas Dan Massa Konveksi Pada Permukaan A_1 Dan A_2

Aliran udara melalui permukaan A_1 dan A_2 dapat dianalogikan sebagai aliran paralel fluida melewati bidang pelat datar.

Skematik :



- Asumsi :
1. Kondisi tunak
 2. Temperatur permukaan konstan dan seragam
 3. Permukaan air halus dan turbulensi aliran bebas diabaikan
 4. Efek radiasi diabaikan
 5. Penerapan analogi perpindahan panas dan massa
 6. Angka Reynold transisi 5×10^5
 7. Uap air dalam aliran bebas berlaku sebagai gas ideal

Analisa :

Bilangan Reynold untuk aliran fluida yang melalui penampang A_1 dan A_2 adalah :

$$Re_{1,2} = V_{\infty} L_{1,2} / \nu$$

$$\begin{aligned} Re_{1,2} &= 0,3086 (0,075) / 1,6978 \cdot 10^{-5} \\ &= 1363,2348 \text{ (aliran laminer)} \end{aligned}$$

Bilangan Nusselt dan Sherwood untuk aliran laminer dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$Nu_{1,2} = 0,664 \cdot Re_{1,2}^{1/2} \cdot Pr^{1/3} \quad (\text{ref 11, hal 318})$$

$$\begin{aligned} &= 0,664 (1363,2348)^{1/2} (0,7054)^{1/3} \\ &= 21,8239 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Sh_{1,2} &= 0,664 \cdot Re_{1,2}^{1/2} \cdot Sc^{1/3} \\ &= 0,664 (1363,2348)^{1/2} (0,6115)^{1/3} \\ &= 20,8094 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas dan massa konveksi untuk aliran fluida yang melalui kedua permukaan diatas adalah :

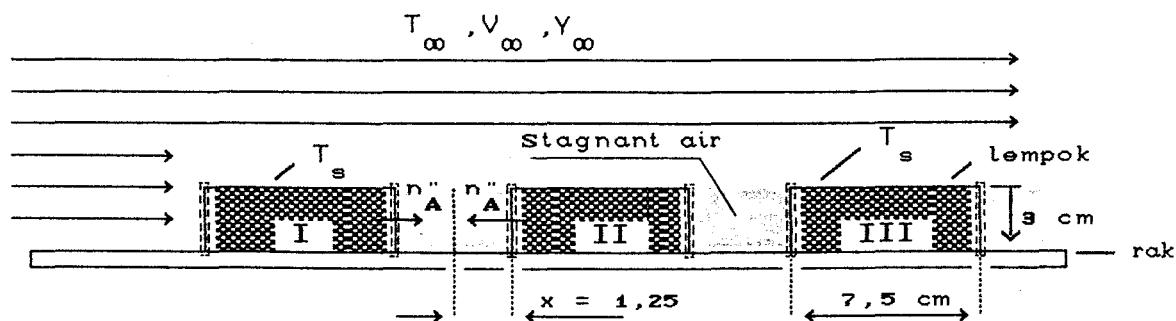
$$\begin{aligned} h_{1,2} &= Nu_{1,2} \cdot k / L_{1,2} \\ &= 21,8239 (0,02715) / 0,075 \\ &= 7,9003 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{m1,2} &= Sh_{1,2} D_{AB} / L_{1,2} \\
 &= 20,8094 (2,7763 \cdot 10^{-5}) / 0,075 \\
 &= 7,7031 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

5.8.5 Perpindahan Panas dan Massa Konveksi Pada Permukaan A_s

Perpindahan panas/massa yang terjadi pada permukaan A_s lempok disetiap raknya dapat diaproksimasikan sebagai perpindahan panas/massa yang diakibatkan aliran fluida yang mengalir pada pelat datar tegak lurus untuk permukaan A_s bagian depan lempok I. Untuk permukaan A_s bagian belakang lempok I dan permukaan A_s lempok-lempok berikutnya, kondisi udara sekitarnya adalah diam (stagnant), sehingga perpindahan massa semata-mata hanya berlangsung karena diffusi.

Skematik :



- Asumsi : 1. Kondisi tunak
2. Temperatur permukaan konstan dan seragam
3. Efek radiasi diabaikan
4. Penerapan analogi perpindahan panas dan massa
5. Uap air dalam aliran bebas berlaku sebagai gas ideal.

Analisa :

Bilangan Reynold untuk aliran fluida yang melalui penampang A_s bagian depan lempok I adalah :

$$\begin{aligned} Re_s &= V_\infty L_s / \nu \\ &= 0,3086 (0,03) / 1,6978 \cdot 10^{-5} \\ &= 545,2939 \end{aligned}$$

Bilangan Nusselt dan Sherwood untuk aliran diatas dihitung berdasarkan korelasi empiris Sogin, yaitu :

$$\begin{aligned} Nu_s &= 0,2 Re^{2/3} \quad (\text{ref 13, hal 473}) \\ &= 0,2 (545,2939)^{2/3} \\ &= 13,3491 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Sh_s &= 0,2 Re^{2/3} \\ &= 0,2 (545,2939)^{2/3} \\ &= 13,3491 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas dan massa konveksi untuk aliran fluida yang melalui permukaan A_a bagian depan lempok I ini adalah :

$$\begin{aligned} h_a &= \text{Nu}_a k / L_a \\ &= 13,3491 (0,02715) / 0,03 \\ &= 12,0809 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

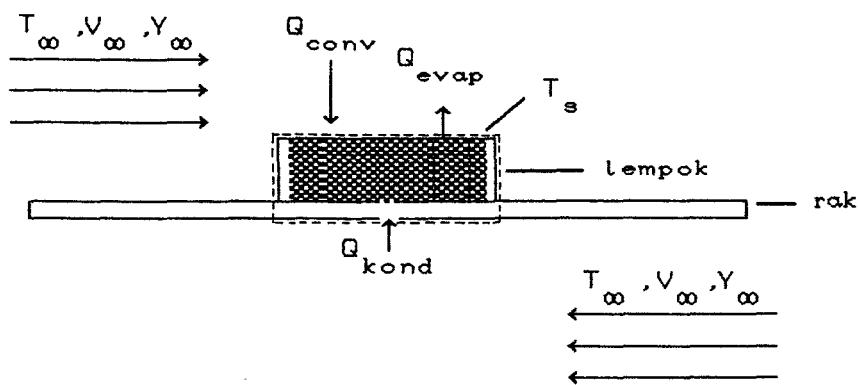
$$\begin{aligned} h_m a &= Sh_a D_{AB} / L_a \\ &= 13,3491 (2,7763 10^{-5}) / 0,03 \\ &= 0,01235 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Selanjutnya fluks massa uap air pada permukaan A_a lainnya karena diffusi adalah :

$$\begin{aligned} n''_A &= - D_{AB} (\partial \rho_A / \partial x) \\ &\cong D_{AB} (\rho_{A,s(T_s)} - \rho_{A,\infty}) / x \\ &\cong 2,7763 10^{-5} (0,03274 - 0,02437) / 0,0125 \\ &\cong 1,8590 10^{-5} \text{ kg/sm}^2 \end{aligned}$$

5.8.6 Kesetimbangan Kalor Dalam Pengeringan Lempok

Skematik :



Kesetimbangan kalor yang terjadi di setiap rak selama proses pengeringan adalah :

$$Q_{total} = Q_{conv} + Q_{kond} = Q_{evap}$$

5.8.6.1 Menghitung Kalor Konveksi

Laju perpindahan panas konveksi untuk seluruh lempok yang dikeringkan adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_{conv} &= h A \Delta T \\
 &= [18 h_{1,2}(A_1 + 2A_2) + h_3(6A_3)] (\bar{T}_\infty - T_s) \\
 &= [18 (7,9003) [0,01125 + 2 (0,00225)] + \\
 &\quad 12,0809 (6) (0,0045)] (45,4015 - 31,25) \\
 &= 58,9513 \text{ Watt}
 \end{aligned}$$

5.8.6.2 Menghitung Kalor Konduksi

Laju perpindahan panas karena konduksi dari permukaan bawah tiap rak untuk seluruh lempok yang dikeringkan dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} Q_{\text{kond}} &= U \ A \ \Delta T \\ &= 18 \ U_k \ A_1 \left(\bar{T}_\infty - T_s \right) \end{aligned}$$

dimana $U_k = \frac{1}{(1/h_i) + (z_m/k_m) + R_f}$

$k_m \langle T_f \rangle$ = konduktivitas thermal rak aluminium
 $= 238,6699 \text{ W/m K}$

z_m = tebal pelat rak = 0,0008 m

R_f = fouling faktor untuk fluida air = 0,0002 $\text{m}^2\text{K/W}$

sehingga

$$\begin{aligned} U_k &= \frac{1}{(1/7,9003) + (0,0008/238,6699) + (0,0002)} \\ &= 7,8876 \text{ W/m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{kond}} &= 18 (7,8876) (0,01125) (45,4015 - 31,25) \\ &= 22,6034 \text{ Watt} \end{aligned}$$

5.8.6.3 Menghitung Kalor Penguapan

Laju penguapan untuk seluruh lempok yang dikeringkan karena perpindahan massa konveksi adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap_1}} &= [18 h_{m_{1,2}} (A_1 + 2 A_2) + h_{m_3} (6 A_3)] H_{fg} \\
 &\quad (\rho_{A,s(T_s)} - \rho_{A,\infty}) \\
 &= [18 (7,7031 \cdot 10^{-3}) [0,01125 + 2 (0,00225)] + \\
 &\quad 0,01235 (6) (0,0045)] 2426,7085 \times \\
 &\quad (0,03274 - 0,02437) \\
 &= 0,08281 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

Sedang laju penguapan untuk seluruh permukaan lempok yang dikeringkan karena diffusi adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap_2}} &= n''_A (30 A_3) H_{fg} \\
 &= 1,8590 \cdot 10^{-5} (30) (0,0045) 2426,7085 \\
 &= 0,00609 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan sub bab 5.8.6.1/2/3, diperoleh :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{total}} &= Q_{\text{conv}} + Q_{\text{kond}} \\
 &= (58,9513 + 22,6034) \cdot 10^{-3} \text{ KWatt} \\
 &= 0,08155 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap}} &= Q_{\text{evap_1}} + Q_{\text{evap_2}} \\
 &= (0,08281 + 0,00609) \text{ KWatt} \\
 &= 0,08890 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

Ternyata $Q_{evap} > Q_{total}$, yang berarti asumsi temperatur permukaan (T_s) terlalu tinggi. Agar $Q_{total} = Q_{evap}$, maka dengan metode *trial and error* diperoleh : $T_s = 31,2064^\circ\text{C}$.

Dengan menggunakan urutan perhitungan seperti diatas untuk $T_s = 31,2064^\circ\text{C}$, diperoleh :

$$H_{fg}(T_s) = 2426,812 \text{ KJ/kg}$$

$$Q_s = 1755,412 \text{ KJ}$$

$$m_{ud} = 91,0786 \text{ kg}_{ud}$$

$$V_\infty = 0,3085 \text{ m/s}$$

$$Q_{conv} = 0,05912 \text{ KWatt}$$

$$Q_{kond} = 0,02267 \text{ KWatt}$$

$$Q_{total} = Q_{conv} + Q_{kond}$$

$$= 0,05912 + 0,02267$$

$$= 0,08180 \text{ KWatt}$$

5.9 MENENTUKAN LAJU DAN WAKTU PENGERINGAN KONSTAN

Laju pengeringan konstan untuk seluruh lempok yang dikeringkan dapat ditentukan dengan persamaan (3.13) :

$$\begin{aligned} R_c &= \frac{Q_{total}}{H_{fg}} (3600) \\ &= \frac{0,08180}{2426,812} (3600) \\ &= 0,1213 \text{ kg}_{air}/jam \end{aligned}$$

Dengan demikian waktu rata-rata yang diperlukan untuk menguapkan air pada lempok dapat ditentukan melalui persamaan (3.14), yaitu :

$$\begin{aligned} t &= \frac{W_d}{R_c} (X_i - X_f) \\ &= \frac{6,66}{0,1213} (0,3515 - 0,25) \\ &= 5,5708 \text{ jam} \end{aligned}$$

5.10 TEMPERATUR UDARA SAAT KELUAR DARI LEMARI PENGERING

Untuk waktu pengeringan $t = 5,5708$ jam, kebutuhan udara pengering persatuan waktu adalah :

$$\begin{aligned} \dot{m}_{ud} &= \frac{m_{ud}}{t} \\ &= \frac{91,0786}{5,5708 (3600)} \\ &= 4,5414 \cdot 10^{-3} \text{ kg}_{ud}/\text{s} \end{aligned}$$

Bila diasumsikan bahwa seluruh kehilangan panas jenis udara pengering dalam proses pengeringan didalam lemari pengering digunakan untuk menaikkan temperatur dan menguapkan air bahan, maka :

$$Q_{total} = Q_s = \dot{m}_{ud} C_{pd} (T_B - T_{C''})$$

$$\begin{aligned}
 T_{c''} &= T_B - (Q_{total} / \dot{m}_{ud} C_{pd}) \\
 &= 55 - [0,08222 / (4,5648 \cdot 10^{-3} \cdot 1,004)] \\
 &= 37,06^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Dari referensi 20 tabel A-1 dan diagram psikrometrik untuk $T_{c''} = 37,06^\circ\text{C}$, diperoleh :

- Kelembaban relatif, $\varnothing_{c''} = 63\%$
- Tekanan atmosfer, $P_t = 101,325 \text{ KPa}$
- Tekanan jenuh uap air, $P_s(T_{c''}) = 6,3182 \text{ KPa}$

sehingga kelembaban absolut di titik C'' adalah :

$$\begin{aligned}
 Y_{c''} &= 0,622 \left[\frac{\varnothing_{c''} P_s}{P_t - \varnothing_{c''} P_s} \right] \\
 &= 0,622 \left[\frac{0,63 (6,3182)}{101,325 - 0,63 (6,3182)} \right] \\
 &= 0,02543 \text{ kg}_{air} / \text{kg}_{uk}
 \end{aligned}$$

Dengan demikian terlihat bahwa kelembaban absolut di titik C, $Y_c (= 0,02694 \text{ kg}_{air} / \text{kg}_{uk})$ yang diambil sebagai asumsi pada perhitungan laju perpindahan uap air lebih besar dari kelembaban absolut kondisi kesetimbangan, $Y_{c''} (= 0,02543 \text{ kg}_{air} / \text{kg}_{uk})$, yang berarti sampai pada rak terakhir udara panas masih mampu menguapkan air dari lempok yang terakhir.

5.11 MENENTUKAN KONDISI UDARA MELALUI TIAP SUSUNAN RAK

Dengan menggunakan nilai $m_{ud} = 91,0786 \text{ kg}_{ud}$ untuk mengeringkan 3 kg lempok durian di setiap rak, maka kondisi-kondisi udara pengering yang melalui setiap rak dapat ditentukan dengan menggunakan metoda perhitungan yang sama dengan metoda perhitungan pada sub bab 5.5 sampai 5.10, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\dot{m}_{ud} &= \frac{m_{ud}}{6 (3600)} \\ &= \frac{91,0786}{6 (3600)} \\ &= 4,2166 \cdot 10^{-3} \text{ kg}_{ud}/\text{s}\end{aligned}$$

Untuk kondisi udara pengering meninggalkan rak I,

$$\begin{aligned}T_{c1} &= T_B - \frac{Q_s}{m_{ud} C_{pd}} \\ &= 55 - \frac{585,1373}{91,0786 (1,004)} \\ &= 48,601^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$m_{ud} = \frac{M_v}{(Y_{c1} - Y_B)} \left[1 + \left(\frac{Y_{c1} + Y_B}{2} \right) \right]$$

$$91,0786 = \frac{0,225}{(Y_{c1} - 0,01877)} \left[1 + \left(\frac{Y_{c1} + 0,01877}{2} \right) \right]$$

$$Y_{c1} = 0,02129 \text{ kg}_{air}/\text{kg}_{uk}$$

Rapat massa uap air di permukaan lempok dan di udara ditentukan melalui :

$$\begin{aligned}\bar{T}_{\infty} &= (T_B + T_{C_1}) / 2 \\ &= (55 + 48,601) / 2 \\ &= 51,8005 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\bar{Y}_{\infty} &= (Y_B + Y_{C_1}) / 2 \\ &= (0,01877 + 0,02129) / 2 \\ &= 0,02003 \text{ kg}_\text{air}/\text{kg}_\text{uk}\end{aligned}$$

$$P_t = 101,325 \text{ KPa}$$

$$P_s = 13,4632 \text{ KPa}$$

$$\begin{aligned}\varnothing_{\infty} &= \frac{Y_{\infty} P_t}{P_s (0,622 + Y_{\infty})} (100) \% \\ &= \frac{0,02003 (101,325)}{13,4632 (0,622 + 0,02003)} (100) \% \\ &= 23,48 \%\end{aligned}$$

$$T_s = 31,2064 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_{fg} = 2426,812 \text{ KJ/kg}$$

$$\rho_{A,s \langle T_s \rangle} = 0,03266 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{A,s \langle T_{\infty} \rangle} = 0,09121 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{A,\infty} = \varnothing_{\infty} \rho_{A,s \langle T_{\infty} \rangle} = 0,2348 (0,09121) = 0,02142 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan udara pengering melalui rak I ditentukan melalui hubungan :

$$\rho_{\infty} (T_{\infty}) = 1,0615 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} V_{\infty} &= \frac{\dot{m}_{ud}}{\rho_{\infty} (T_{\infty}) A_{\infty}} \\ &= \frac{4,2166 \cdot 10^{-3}}{1,0615 (0,0126)} \\ &= 0,3153 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Sedang sifat-sifat udara pengering yang melalui rak I diukur pada temperatur film (T_f) adalah :

$$T_f = (51,8005 + 31,2064) / 2 = 41,5035 ^\circ\text{C}$$

$$\nu = 1,7287 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,027392 \text{ W/m K}$$

$$Pr = 0,7047$$

$$D_{AB} = 2,8189 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Sc = 0,6132$$

Kebutuhan kalor untuk pengeringan lempok durian pada rak I, ditentukan melalui :

$$\begin{aligned} Re_{1,2} &= V_{\infty} L_{1,2} / \nu \\ &= 0,3153 (0,075) / 1,7287 \cdot 10^{-5} \\ &= 1367,9354 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_3 &= V_\infty L_3 / \nu \\
 &= 0,3153 (0,03) / 1,7287 \cdot 10^{-5} \\
 &= 547,1742
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{1,2} &= Nu_{1,2} k / L_{1,2} \\
 &= 21,8542 (0,027392) / 0,075 \\
 &= 7,9817 \text{ W/m}^2\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_3 &= Nu_3 k / L_3 \\
 &= 13,3797 (0,027392) / 0,03 \\
 &= 12,2166 \text{ W/m}^2\text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hm_{1,2} &= Sh_{1,2} D_{AB} / L_{1,2} \\
 &= 20,8642 (2,8189 \cdot 10^{-5}) / 0,075 \\
 &= 7,8419 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hm_3 &= Sh_3 D_{AB} / L_3 \\
 &= 13,3797 (2,8189 \cdot 10^{-5}) / 0,03 \\
 &= 0,01257 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{conv} &= [6 h_{1,2} (A_1 + 2A_2) + h_3 (2A_3)] (\bar{T}_\infty - T_s) \\
 &= [6 (7,9817) (0,027) + 12,2166 (0,009)] \times \\
 &\quad (51,8005 - 31,2064) \\
 &= 28,8932 \text{ Watt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kond}} &= 6 U_k A_1 (\bar{T}_\infty - T_s) \\
 &= 6 (7,9689) (0,01125) (51,8005 - 31,2064) \\
 &= 11,0775 \text{ Watt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{total}} &= Q_{\text{conv}} + Q_{\text{kond}} \\
 &= (28,8932 + 11,0775) \\
 &= 39,9707 \text{ Watt} \\
 &= 0,040 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap_1}} &= [6 h_{m1,z} (A_1 + 2A_z) + h_{m3} (2A_3)] H_{fg} (\rho_{A,s}(T_s) - \rho_{A,\infty}) \\
 &= [6 (7,8419 \cdot 10^{-3}) (0,027) + 0,01257 (0,009)] \\
 &\quad \times 2426,812 (0,03266 - 0,02142) \\
 &= 0,03774 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap_2}} &= D_{AB} (\rho_{A,s}(T_s) - \rho_{A,\infty}) 10 A_3 H_{fg} / \times \\
 &= 2,8189 \cdot 10^{-5} (0,03266 - 0,02142) 10 (0,0045) \\
 &\quad \times 2426,812 / 0,0125 \\
 &= 0,002768 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{evap}} &= Q_{\text{evap_1}} + Q_{\text{evap_2}} \\
 &= 0,03774 + 0,002768 \\
 &= 0,0405 \text{ KWatt}
 \end{aligned}$$

Karena $Q_{total} \approx Q_{evap}$, maka temperatur permukaan lempok durian di rak I dapat dianggap sama dengan yang diasumsikan semula ($T_s = 31,2064^\circ\text{C}$) dan kalor laten penguapannya pun tetap ($H_{fg(T_s)} = 2426,812 \text{ KJ/kg}$). Dengan demikian temperatur udara sebenarnya yang meninggalkan rak I adalah :

$$T_{c1'} = T_B - \frac{W_d H_{fg}}{m_{ud} C_{pd}} (X_i - X_f)$$

$$= 55 - \frac{2,22 (2426,812)}{91,0786 (1,004)} (0,3515 - 0,25)$$

$$= 49,0199^\circ\text{C}$$

Dengan cara yang sama dapat dihitung kondisi-kondisi udara melalui rak II dan III, yang selanjutnya hasil-hasil perhitungan ditabelkan seperti berikut :

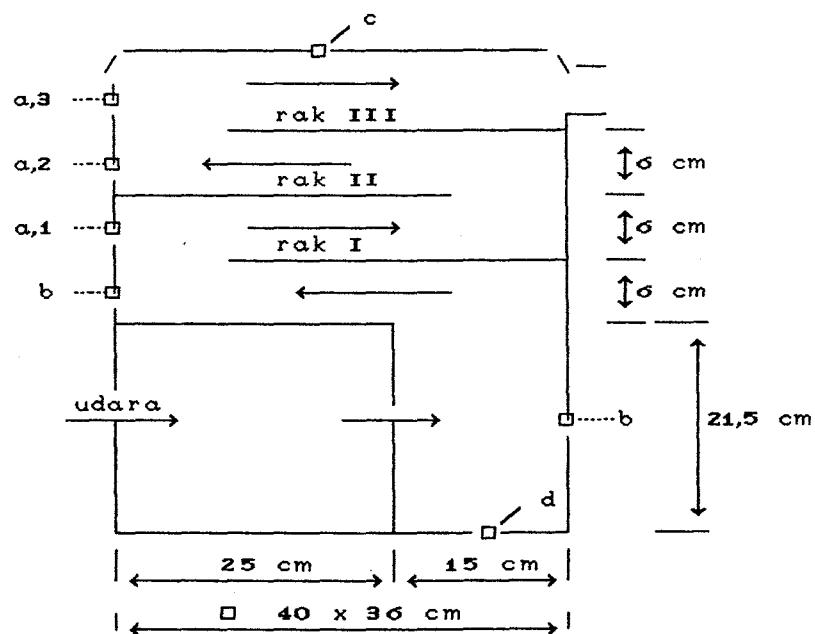
Kondisi Udara		Rak I	Rak II	Rak III
Masuk	Temperatur ($^\circ\text{C}$)	55	49,0199	43,0398
	Kelembaban absolut ($\text{kg}_{air} / \text{kg}_{uk}$)	0,01877	0,02129	0,02382
Keluar	Temperatur ($^\circ\text{C}$)	49,0199	43,0398	37,06
	Kelembaban absolut ($\text{kg}_{air} / \text{kg}_{uk}$)	0,02129	0,02382	0,02635

5.12 ANALISA KERUGIAN PANAS MELEWATI DINDING LEMARI

Kerugian-kerugian panas melewati dinding lemari pengering antara lain meliputi :

- Kerugian panas melewati dinding susunan rak I, II dan III
- Kerugian panas melewati dinding saluran udara masuk
- Kerugian panas melewati dinding atas lemari
- Kerugian panas melewati dinding dasar lemari.

Skematik :

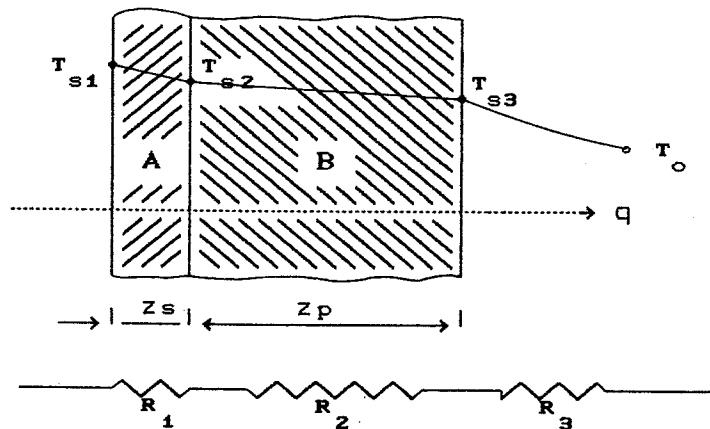


- Keterangan :
- dinding susunan rak
 - dinding saluran udara masuk
 - dinding atas lemari
 - dinding dasar lemari

- Asumsi :
1. Kondisi tunak
 2. Sifat-sifat fluida dan bahan konstan
 3. Perpindahan panas secara radiasi diabaikan
 4. Tidak ada sumber energi lain
 5. Tidak ada panas yang keluar lewat celah-celah pintu lemari
 6. Udara luar diam dengan temperatur $T_o = 30^\circ\text{C}$
 7. Temperatur udara dibawah lemari pengering $\approx 35^\circ\text{C}$
 8. Bilangan Rayleigh transisi 10^9
 9. Perpindahan panas satu dimensi

5.12.1 Kerugian Panas Melewati Dinding Susunan Rak

Konstruksi :



Deskripsi : A. Plain Carbon Steel, $k_s = 56,7 \text{ W/mK}$
 $z_s = 0,0012 \text{ m}$

$$\text{B. Polystyrene Cellular Foam, } k_p = 0,032 \text{ W/mK}^{\dagger}$$

$$z_p = 0.01 \text{ m}$$

Bila temperatur dinding dalam lemari pada susunan rak I dianggap sama dengan temperatur rerata udara pengering yang melalui rak I,

$$T_{s1} = (55 + 49,0199) / 2 = 52,0099 ^\circ\text{C}$$

dan temperatur dinding terluar, T_{s3} diasumsikan dulu = $40 ^\circ\text{C}$ maka sifat-sifat fluida udara ditentukan pada temperatur film adalah :

$$T_f = (T_{s3} + T_o) / 2 = (40 + 30) / 2 = 35 ^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$$

- Viskositas kinematik, $\nu = 1,6657 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas thermal, $k = 0,026888 \text{ W/m K}$
- Difusivitas thermal, $\alpha = 23,684 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- Angka Prandtl, $Pr = 0,7061$
- Koefisien ekspansi thermal volumetris,

$$\beta = (1 / T_f) = (1 / 308) = 3,2468 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

Bilangan Rayleigh untuk konveksi bebas adalah :

$$Ra_L = \frac{g \beta (T_{s3} - T_o) L^3}{\nu \alpha} \quad (\text{ref 11, hal 429})$$

¹⁾ Referensi 23, halaman 219 dan 251

dimana g = gaya gravitasi = $9,81 \text{ m/s}^2$

L = panjang karakteristik = $0,495 \text{ m}$

sehingga

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{9,81 (3,2468 \cdot 10^{-3}) (40 - 30) (0,495)^3}{1,6657 \cdot 10^{-5} (23,684 \cdot 10^{-6})} \\ &= 9,7924 \cdot 10^7 \text{ (laminer)} \end{aligned}$$

Bilangan Nusselt untuk konveksi bebas aliran fluida melalui bidang pelat vertikal dapat dihitung dengan korelasi empiris yang direkomendasikan oleh Churchill dan Chu, yaitu :

$$Nu_L = 0,68 + \frac{0,67 Ra_L^{1/4}}{\left[1 + (0,492/\text{Pr})^{9/16}\right]^{4/9}} \quad \dots \text{ (ref 11, hal 430)}$$

$$\begin{aligned} Nu_L &= 0,68 + \frac{0,67 (9,7924 \cdot 10^7)^{1/4}}{\left[1 + (0,492/0,7061)\right]^{4/9}} \\ &= 51,8039 \end{aligned}$$

Koefisien konveksi bebas ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned} h_o &= Nu_L k / L \\ &= 51,8039 (0,026888) / 0,495 \\ &= 2,81394 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas persatuan luas dinding susunan rak I dengan T_{ss} asumsi adalah :

$$\begin{aligned} q''_1 &= h_o (T_{ss} - T_o) \\ &= 2,81394 (40 - 30) \\ &= 28,1394 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Tahanan thermal total untuk konstruksi dinding susunan rak seperti diatas adalah :

$$\begin{aligned} R_{total} &= (z_s / k_s) + (z_p / k_p) + (1 / h_o) \\ &= (0,0012/56,7) + (0,01/0,032) + (1/2,81394) \\ &= 0,6679 \text{ m}^2\text{K/W} \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas keseluruhan persatuan luas dinding susunan rak I adalah :

$$\begin{aligned} q''_2 &= (T_{s1} - T_o) / R_{total} \\ &= (52,0099 - 30) / 0,6679 \\ &= 32,9542 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Ternyata diperoleh $q''_1 < q''_2$, yang berarti asumsi T_{ss} kurang tinggi. Agar $q''_1 = q''_2$, dengan metoda iterasi diperoleh :

$$T_{ss} = 41,5019^\circ\text{C}$$

$$q''_{1,2} = 33,5491 \text{ W/m}^2$$

Jadi kerugian panas teoretik melalui dinding susunan rak I adalah :

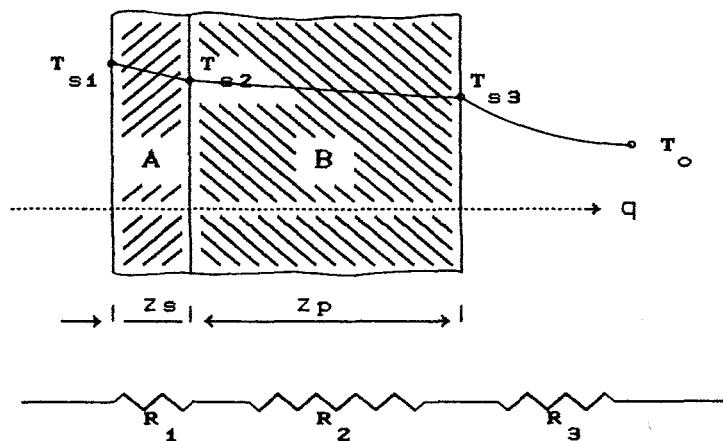
$$\begin{aligned} q_{\alpha,1} &= q''_{1,2} \cdot A \\ &= 33,5491 [2 (0,4) (0,06) + 2 (0,36) (0,06)] \\ &= 3,0597 \text{ Watt} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama seperti diatas dapat pula ditentukan kerugian-kerugian panas teoretik melalui dinding susunan rak II dan III, yaitu :

$$\begin{aligned} q_{\alpha,2} &= 23,5612 [2 (0,4) (0,06) + 2 (0,36) (0,06)] \\ &= 2,1488 \text{ Watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_{\alpha,3} &= 13,9538 [2 (0,4) (0,1) + 2 (0,36) (0,1)] \\ &= 2,1210 \text{ Watt} \end{aligned}$$

5.12.2 Kerugian Panas Melewati Dinding Saluran Udara Masuk

Konstruksi :

Deskripsi : A. Plain Carbon Steel, $k_s = 56,7 \text{ W/mK}$

$$z_s = 0,0012 \text{ m}$$

B. Polystyrene Cellular Foam, $k_p = 0,032 \text{ W/mK}$

$$z_p = 0.01 \text{ m}$$

Bila temperatur dinding dalam pada bagian ini dianggap sama dengan temperatur udara pengering saat mulai masuk susunan rak, $T_{s1} = 55^\circ\text{C}$ dan temperatur dinding terluar T_{s3} diasumsikan dulu = 42°C , maka sifat-sifat fluida udara ditentukan pada temperatur film adalah :

$$T_f = (T_{s3} + T_o) / 2 = (42 + 30) / 2 = 36^\circ\text{C} = 309 \text{ K}$$

- Viskositas kinematik, $\nu = 1,6754 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas thermal, $k = 0,026966 \text{ W/m K}$
- Difusivitas thermal, $\alpha = 23,832 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- Angka Prandtl, $Pr = 0,7059$

- Koefisien ekspansi thermal volumetris,

$$\beta = (1 / T_f) = (1 / 309) = 3,2362 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

Bilangan Rayleigh untuk konveksi bebas adalah :

$$Ra_L = \frac{g \beta (T_{s3} - T_o) L^3}{\nu \alpha}$$

dimana L = panjang karakteristik

$$= 0,495 \text{ meter}$$

sehingga

$$Ra_L = \frac{9,81 (3,2362 \cdot 10^{-3}) (42 - 30) (0,495)^3}{1,6754 \cdot 10^{-5} (23,832 \cdot 10^{-6})}$$

$$= 1,1572 \cdot 10^8 \text{ (laminer)}$$

Bilangan Nusselt untuk konveksi bebas aliran fluida melalui bidang pelat vertikal dapat dihitung dengan korelasi empiris yang direkomendasikan oleh Churchill dan Chu, yaitu :

$$Nu_L = 0,68 + \frac{0,67 Ra_L^{1/4}}{\left[1 + (0,492/\text{Pr})^{9/16}\right]^{4/9}}$$

$$= 0,68 + \frac{0,67 (1,1572 \cdot 10^8)^{1/4}}{\left[1 + (0,492/0,7059)^{9/16}\right]^{4/9}}$$

$$= 53,9820$$

Koefisien konveksi bebas ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned} h_o &= \text{Nu}_L k / L \\ &= 53,9820 (0,026966) / 0,495 \\ &= 2,9408 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas persatuan luas di dinding saluran udara masuk dengan T_{s3} asumsi adalah :

$$\begin{aligned} q''_1 &= h_o (T_{s3} - T_o) \\ &= 2,9408 (42 - 30) \\ &= 35,2892 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Tahanan thermal total untuk konstruksi dinding saluran udara masuk seperti diatas adalah :

$$\begin{aligned} R_{total} &= (z_s / k_s) + (z_p / k_p) + (1 / h_o) \\ &= (0,0012/56,7) + (0,01/0,032) + (1/2,9408) \\ &= 0,6525 \text{ m}^2\text{K/W} \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas keseluruhan persatuan luas dinding saluran udara masuk adalah :

$$\begin{aligned} q''_2 &= (T_{s1} - T_o) / R_{total} \\ &= (55 - 30) / 0,6525 \\ &= 38,3114 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Ternyata diperoleh $q''_1 < q''_2$, yang berarti asumsi T_{ss} kurang tinggi. Agar $q''_1 = q''_2$, dengan metoda iterasi dan urutan perhitungan seperti diatas diperoleh :

$$T_{ss} = 42,9039 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$q''_{1,2} = 38,6614 \text{ W/m}^2$$

Jadi kerugian panas melalui dinding saluran udara masuk adalah :

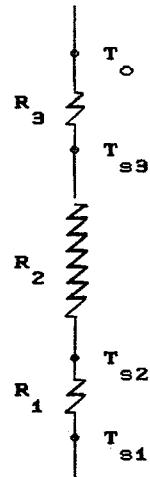
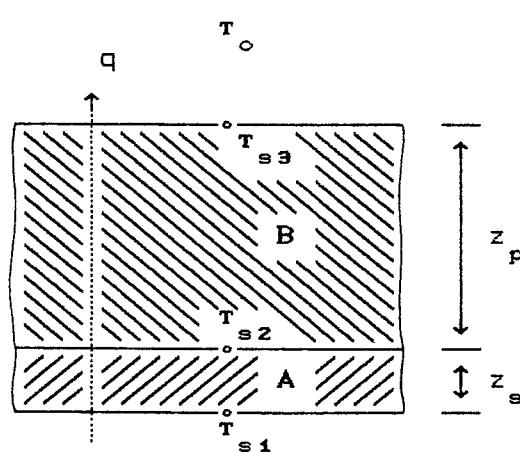
$$q_b = q''_{1,2} \cdot A$$

$$= 38,6614 [2 (0,15) (0,215) + 0,36 (0,215) + 2 (0,4) (0,06) + 2 (0,36) (0,06)]$$

$$= 9,0120 \text{ Watt}$$

5.12.3 Kerugian Panas Melewati Dinding Atas Lemari

Konstruksi :



Deskripsi : A. Plain Carbon Steel, $k_s = 56,7 \text{ W/mK}$

$$z_s = 0,0012 \text{ m}$$

B. Polystyrene Cellular Foam, $k_p = 0,032 \text{ W/mK}$

$$z_p = 0.01 \text{ m}$$

Bila temperatur dinding dalam lemari bagian atas ini dianggap sama dengan temperatur rerata udara pengering yang melalui rak III,

$$T_{s1} = (43,0398 + 37,06) / 2 = 40,0499 ^\circ\text{C}$$

dan temperatur dinding terluar, T_{s3} diasumsikan dulu = 35°C maka sifat-sifat fluida udara ditentukan pada temperatur film adalah :

$$T_f = (T_{s3} + T_o) / 2 = (35 + 30) / 2 = 32,5^\circ\text{C} = 305,5 \text{ K}$$

- Viskositas kinematik, $\nu = 1,6418 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas thermal, $k = 0,026694 \text{ W/m K}$
- Difusivitas thermal, $\alpha = 23,314 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- Koefisien ekspansi thermal volumetris,

$$\beta = (1 / T_f) = (1 / 305,5) = 3,2733 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

Bilangan Rayleigh untuk konveksi bebas adalah :

$$Ra_L = \frac{g \beta (T_{s3} - T_o) L^3}{\nu \alpha}$$

dimana L = panjang karakteristik

$$= \frac{As}{P} = \frac{40 (36)}{2 (40+36)} = 9,4737 \text{ cm} = 0,094737 \text{ m}$$

sehingga

$$\text{Ra}_L = \frac{9,81 (3,2733 \cdot 10^{-3}) (35 - 30) (0,094737)^3}{1,6418 \cdot 10^{-5} (23,314 \cdot 10^{-6})}$$

$$= 3,5665 \cdot 10^5$$

Bilangan Nusselt untuk konveksi bebas aliran fluida pada bidang pelat horizontal dengan permukaan panas menghadap keatas dapat dihitung dengan korelasi empiris yang direkomendasikan oleh Mc Adams, yaitu :

$$\text{Nu}_L = 0,54 \text{ Ra}_L^{1/4} \quad (\text{ref 11, hal 433})$$

$$= 0,54 (3,5665 \cdot 10^5)^{1/4}$$

$$= 13,1964$$

Koefisien konveksi bebas ditentukan sebagai :

$$h_o = \text{Nu}_L k / L$$

$$= 13,1964 (0,026694) / 0,094737$$

$$= 3,7183 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Besarnya kerugian panas persatuan luas dinding atas lemari dengan T_{ss} asumsi adalah :

$$q''_1 = h_o (T_{ss} - T_o)$$

$$= 3,7183 (35 - 30)$$

$$= 18,5917 \text{ W/m}^2$$

Tahanan thermal total untuk konstruksi dinding atas lemari seperti diatas adalah :

$$\begin{aligned}
 R_{\text{total}} &= (z_s / k_s) + (z_p / k_p) + (1 / h_o) \\
 &= (0,0012/56,7) + (0,01/0,032) + (1/3,7183) \\
 &= 0,5815 \text{ m}^2\text{K/W}
 \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas keseluruhan persatuan luas dinding atas lemari adalah :

$$\begin{aligned}
 q''_2 &= (T_{s1} - T_o) / R_{\text{total}} \\
 &= (40,0499 - 30) / 0,5815 \\
 &= 17,2827 \text{ W/m}^2
 \end{aligned}$$

Ternyata diperoleh $q''_1 > q''_2$, yang berarti asumsi T_{s3} terlalu tinggi. Agar $q''_1 = q''_2$, dengan metoda iterasi dan urutan perhitungan seperti diatas diperoleh :

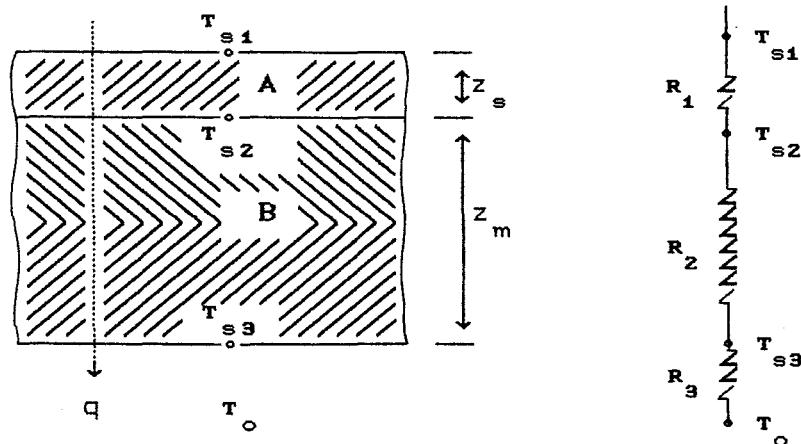
$$\begin{aligned}
 T_{s3} &= 34,6937^\circ\text{C} \\
 q''_{1,2} &= 17,1594 \text{ W/m}^2
 \end{aligned}$$

Jadi kerugian panas melewati dinding atas lemari adalah :

$$\begin{aligned}
 q_c &= q''_{1,2} \cdot A \\
 &= 17,1594 [0,40 (0,36)] \\
 &= 2,4710 \text{ Watt}
 \end{aligned}$$

5.12.4 Kerugian Panas Melewati Dinding Dasar Lemari

Konstruksi :



Deskripsi : A. Plain Carbon Steel, $k_s = 56,7 \text{ W/mK}$

$$z_s = 0,0012 \text{ m}$$

B. Plywood (multiplex), $k_m = 0,12 \text{ W/mK}$

$$z_m = 0,02 \text{ m}$$

Bila temperatur dinding dalam lemari pada bagian ini dianggap sama dengan temperatur udara pengering masuk susunan rak, $T_{s1} = 55^\circ\text{C}$ dan temperatur dinding terluar T_{s3} diasumsikan dulu = 42°C , maka sifat-sifat fluida udara ditentukan pada temperatur film adalah :

$$T_f = (T_{s3} + T_o) / 2 = (42 + 35) / 2 = 38,5^\circ\text{C} = 311,5 \text{ K}$$

- Viskositas kinematik, $\nu = 1,6995 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas thermal, $k = 0,027160 \text{ W/mK}$
- Difusivitas thermal, $\alpha = 24,202 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

- Koefisien ekspansi thermal volumetris,

$$\beta = (1 / T_f) = (1 / 311,5) = 3,2103 \cdot 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

Bilangan Rayleigh untuk konveksi bebas adalah :

$$Ra_L = \frac{g \beta (T_{s3} - T_o) L^3}{\nu \alpha}$$

dimana L = panjang karakteristik

$$= \frac{As}{P} = \frac{40 (36)}{2 (40+36)} = 9,4737 \text{ cm} = 0,094737 \text{ m}$$

sehingga

$$Ra_L = \frac{9,81 (3,2103 \cdot 10^{-3}) (42 - 35) (0,094737)^3}{1,6995 \cdot 10^{-5} (24,202 \cdot 10^{-6})}$$

$$= 4,5572 \cdot 10^5$$

Bilangan Nusselt untuk konveksi bebas aliran fluida pada bidang pelat horisontal dengan permukaan panas menghadap kebawah dapat dihitung dengan korelasi empiris yang direkomendasikan oleh Mc Adams, yaitu :

$$Nu_L = 0,27 Ra_L^{1/4} \quad (\text{ref 11, hal 433})$$

$$= 0,27 (4,5572 \cdot 10^5)^{1/4}$$

$$= 7,0152$$

Koefisien konveksi bebas ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned} h_o &= Nu_L k / L \\ &= 7,0152 (0,027160) / 0,094737 \\ &= 2,0112 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas persatuan luas dinding dasar lemari dengan T_{s1} asumsi adalah :

$$\begin{aligned} q''_1 &= h_o (T_{s1} - T_o) \\ &= 2,0112 (42 - 35) \\ &= 14,0782 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Tahanan thermal total untuk konstruksi dinding dasar lemari seperti diatas adalah :

$$\begin{aligned} R_{total} &= (z_s / k_s) + (z_m / k_m) + (1 / h_o) \\ &= (0,0012/56,7) + (0,02/0,12) + (1/2,0112) \\ &= 0,6639 \text{ m}^2\text{K/W} \end{aligned}$$

Besarnya kerugian panas keseluruhan persatuan luas dinding dasar lemari adalah :

$$\begin{aligned} q''_2 &= (T_{s1} - T_o) / R_{total} \\ &= (55 - 35) / 0,6639 \\ &= 30,1249 \text{ W/m}^2 \end{aligned}$$

Ternyata diperoleh $q''_1 < q''_2$, yang berarti asumsi T_{ss} kurang tinggi. Agar $q''_1 = q''_2$, dengan metoda iterasi dan urutan perhitungan seperti diatas diperoleh :

$$T_{ss} = 49,32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$q''_{1,2} = 34,258 \text{ W/m}^2$$

Jadi kerugian panas melewati dinding dasar lemari adalah :

$$\begin{aligned} q_d &= q''_{1,2} \cdot A \\ &= 34,258 [0,15 (0,36)] \\ &= 1,8499 \text{ Watt} \end{aligned}$$

5.12.5 Kerugian Panas Total Melewati Dinding Lemari

Kerugian panas total yang melewati dinding lemari pengering ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned} q_{tot} &= q_{a,1} + q_{a,2} + q_{a,3} + q_b + q_c + q_d \\ &= 3,0597 + 2,1488 + 2,121 + 9,012 + 2,471 + 1,8499 \\ &= 20,6624 \text{ Watt} \end{aligned}$$

BAB VI

ANALISA PERENCANAAN ALAT PENUKAR PANAS

6.1 DATA-DATA PERENCANAAN

6.1.1 Udara Segar (Fluida Dingin)

- Jumlah aliran udara, $m_c = 91,0786 \text{ kg}_{\text{ud}}$
- Temperatur masuk, $T_{c,i} = 30^\circ\text{C}$
- Temperatur keluar, $T_{c,o} = 60^\circ\text{C}$, (didasarkan pada temperatur untuk pengeringan $45 - 55^\circ\text{C}$, dengan kerugian panas udara hingga mencapai susunan rak pengering 5°C).

6.1.2 Gas Asap (Fluida Panas)

- Temperatur masuk, $T_{h,i} = 150^\circ\text{C}$
- Temperatur keluar, $T_{h,o} = 75^\circ\text{C}$

6.2 DESAIN ALAT PENUKAR PANAS

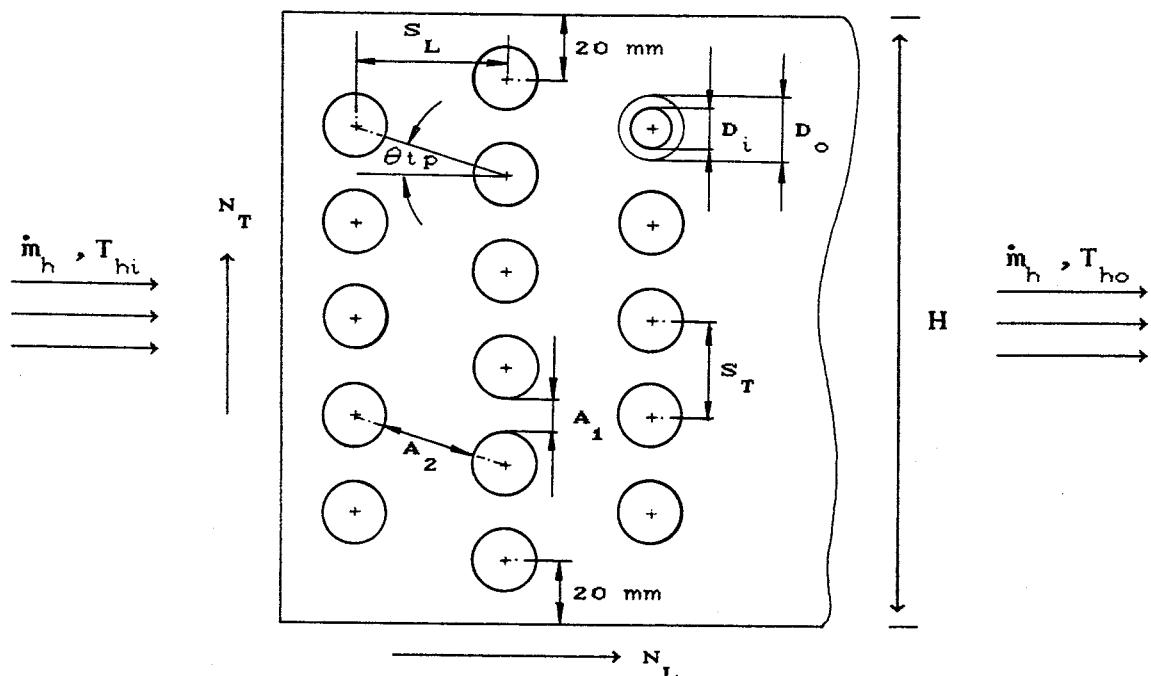
6.2.1 Deskripsi

- Aliran fluida melintang melalui berkas pipa dengan satu fluida bercampur dan yang lain tidak.
- Susunan pipa berseling (*staggered*), masing-masing satu laluan (*single pass*).
- Udara segar sebagai fluida yang mengalir didalam pipa.
- Gas asap sebagai fluida yang mengalir dalam arah melintang diatas pipa-pipa.

6.2.2 Dimensi

Berdasarkan tabel (4.1) dan (4.2), dapat ditentukan parameter-parameter berikut :

- Sudut karakteristik susunan pipa, $\theta_{tp} = 30^\circ$
- Diameter dalam pipa, $D_i = 22,911 \text{ mm}$
- Diameter luar pipa, $D_o = 25,400 \text{ mm}$
- Jumlah baris, $N_T = 6 \text{ dan } 5$
- Jumlah kolom, $N_L = 9$
- Jumlah pipa keseluruhan, $N = 49$
- Pitch melintang, $s_T = 34,925 \text{ mm}$
- Pitch memanjang, $s_L = 0,866 (34,925) = 30,2451 \text{ mm}$
- Panjang pipa, $L_D = 0,3 \text{ m (sebagai asumsi awal)}$



Gambar 6.1 Parameter-Parameter Dalam Susunan Pipa Penukar Panas Tipe Aliran Melintang

6.3 MENENTUKAN SIFAT-SIFAT UDARA

Sifat-sifat udara diukur pada temperatur rata-rata udara (\bar{T}_c) adalah sebagai berikut :

$$\bar{T}_c = \frac{T_{c,i} + T_{c,o}}{2} = \frac{30 + 60}{2} = 45 {}^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

- Rapat massa, $\rho_c = 1,1015 \text{ kg/m}^3$
- Panas specifik, $C_p_c = 1,0077 \text{ KJ/Kg K}$
- Viskositas kinematik, $\nu_c = 17,7008 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas thermal, $k_c = 27,632 \cdot 10^{-9} \text{ W/mK}$
- Angka Prandtl, $Pr_c = 0,7045$

6.4 ANALISA ALIRAN UDARA DIDALAM PIPA

6.4.1 Menentukan Kecepatan Udara Melalui Pipa

Berdasarkan analisa kebutuhan udara dalam proses pengeringan pada bab sebelumnya, maka jumlah udara yang mengalir melalui pipa persatuan waktu perencanaan ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned}\dot{m}_c &= m_c / t \\ &= 91,0786 / [6 (3600)] \\ &= 4,2166 \cdot 10^{-3} \text{ kg}_u/\text{s}\end{aligned}$$

Luas laluan udara melalui pipa :

$$\begin{aligned} A_c &= N \pi/4 D_i^2 \\ &= 49 \pi/4 (0,022911)^2 \\ &= 0,0202 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

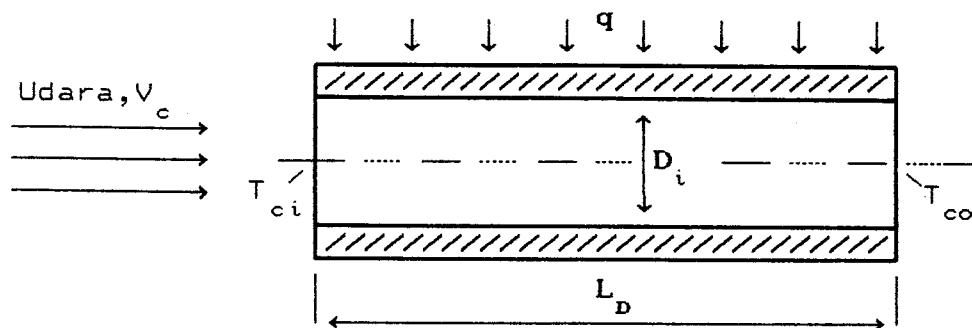
Kecepatan udara yang mengalir pada setiap pipa adalah :

$$\begin{aligned} V_c &= \frac{\dot{m}_c}{\rho_c A_c} \\ &= \frac{4,2166 \cdot 10^{-3}}{1,1015 (0,0202)} \\ &= 0,1895 \text{ m/s} \end{aligned}$$

6.4.2 Menentukan Koefisien Konveksi Pada Sisi Dingin (h_i)

Aliran udara didalam pipa dianggap menerima fluks panas yang seragam di seluruh permukaan pipanya.

Skematik :



- Asumsi :
1. Kondisi tunak
 2. Perpindahan panas satu dimensi
 3. Sifat-sifat fluida konstan

4. Aliran berkembang penuh pada outlet pipa
5. Perubahan energi potensial dan kinetik diabaikan
6. Koefisien konveksi seragam diseluruh permukaan luar pipa.

Analisa :

Bilangan Reynold untuk aliran udara didalam pipa :

$$\begin{aligned} Re_D &= V_c D_i / \nu_c \\ &= 0,1895 (0,022911) / 17,7008 \cdot 10^{-6} \\ &= 245,2760 \end{aligned}$$

Untuk aliran laminer dan berkembang penuh, persamaan bilangan Nusselt yang sesuai adalah :

$$Nu_D = \frac{h_i D_i}{k_c} = 4,36 \quad (\text{ref 11, hal 389})$$

Dengan demikian koefisien konveksi untuk sisi dingin ini adalah :

$$\begin{aligned} h_i &= Nu_D k_c / D_i \\ &= 4,36 (27,632 \cdot 10^{-3}) / 0,022911 \\ &= 5,2584 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

6.5 ANALISA GAS ASAP HASIL PEMBAKARAN MINYAK TANAH

Komposisi bahan bakar minyak tanah (*kerosene*) :

- Carbon (C) = 86 % (ref 3, hal 46)
- Hidrogen (H₂) = 14 %

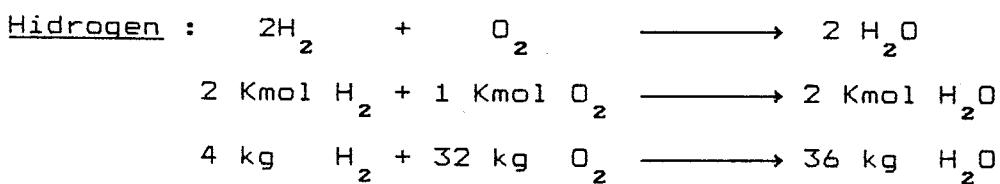
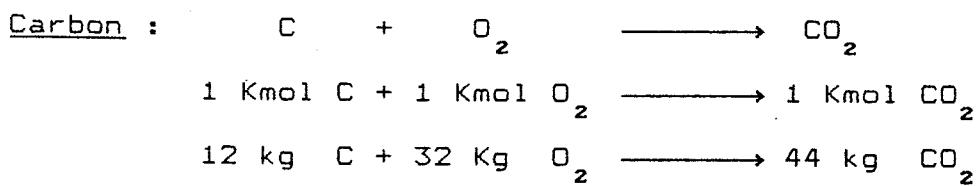
Komposisi udara kering :

- Oksigen (O₂) = 23 % massa
- Nitrogen (N₂) = 77 % massa

Asumsi : - bahan bakar terbakar secara sempurna

- udara pembakaran adalah udara basah
(T = 30 °C , θ = 70 %)
- tekanan campuran gas asap, P_{camp} = 101,325 KPa
- gas asap berlaku sebagai gas ideal.

Dalam pembakaran bahan bakar minyak tanah, reaksi pembakaran yang terjadi adalah sebagai berikut :



Secara teoritis dalam 1 kg bahan bakar, Oksigen (O_2) yang dibutuhkan untuk membakar 0,86 kg Carbon dan 0,14 kg Hidrogen adalah :

$$O_2 = [(32/12) (0,86) + (32/4) (0,14)]$$

$$= 3,4133 \text{ kg}$$

Dengan mengambil *excess air* = 20 % ^{2>} untuk bahan bakar minyak, maka kebutuhan O_2 sebenarnya untuk pembakaran :

$$O_{2\text{-seb}} = 1,2 (3,4133) \text{ kg}$$

$$= 4,09596 \text{ kg}$$

Kebutuhan udara kering sebenarnya untuk pembakaran :

$$M_{uk\text{-seb}} = (4,09596 / 0,23)$$

$$= 17,8085 \text{ Kg}_{uk}$$

Berdasarkan persamaan (3.3), kelembaban absolut udara basah pada $T = 30^\circ\text{C}$ dan $\theta = 70\%$ adalah :

$$\begin{aligned} Y &= 0,622 \left[\frac{\theta P_s}{P_t - \theta P_s} \right] \\ &= 0,622 \left[\frac{0,7 (4,241)}{101,325 - 0,7 (4,241)} \right] \\ &= 0,01877 \text{ kg}_{air}/\text{kg}_{uk} \end{aligned}$$

^{2>} Referensi 15, halaman 420

Jumlah uap air yang terkandung dalam udara basah :

$$\begin{aligned} M_{H_2O} &= Y \quad M_{uk_seb} \\ &= 0,01877 \quad (17,8085) \\ &= 0,3343 \quad kg_{air} \end{aligned}$$

Jadi dalam pembakaran 1 kg bahan bakar dihasilkan :

$$\begin{array}{lll} CO_2 & = (44/12) (0,86) \quad kg & = 3,1533 \quad kg \\ O_2 & = 0,2 (3,1533) \quad kg & = 0,6827 \quad kg \\ N_2 & = 0,77 (17,8085) \quad kg & = 13,7125 \quad kg \\ H_2O & = (36/4) (0,14) + 0,3343 \quad kg & = 1,5943 \quad kg \\ \hline & & \\ & Jumlah & = 19,1428 \quad kg \end{array} +$$

Komposisi gas asap dalam prosentase massa :

$$\begin{array}{lll} CO_2 & = (3,1533 / 19,1428) 100 \% & = 16,47 \% \\ O_2 & = (0,6827 / 19,1428) 100 \% & = 3,57 \% \\ N_2 & = (13,7125 / 19,1428) 100 \% & = 71,63 \% \\ H_2O & = (1,5943 / 19,1428) 100 \% & = 8,33 \% \\ \hline & Jumlah & = 100 \% \end{array} +$$

Selanjutnya dalam prosentase volume, komposisi gas asap dapat dihitung dan ditabelkan seperti berikut :

Unsur	% Massa	% Massa Berat Molekul	% Volume
CO ₂	16,47	(16,47/44) = 0,3743	10,67
O ₂	3,57	(3,57/32) = 0,1116	3,18
N ₂	71,63	(71,63/28) = 2,5582	72,95
H ₂ O	8,33	(8,33/18) = 0,4628	13,20
Jumlah	100	3,5069	100

Tekanan parsial unsur-unsur didalam gas asap adalah :

$$P_{CO_2} = 0,1067 \times 101,325 \text{ KPa} = 10,8114 \text{ KPa}$$

$$P_{O_2} = 0,0318 \times 101,325 \text{ KPa} = 3,2221 \text{ KPa}$$

$$P_{N_2} = 0,7295 \times 101,325 \text{ KPa} = 73,9166 \text{ KPa}$$

$$P_{H_2O} = 0,1320 \times 101,325 \text{ KPa} = 13,3749 \text{ KPa}$$

$$\underline{P_{camp} = 101,325 \text{ KPa}} +$$

6.6 SIFAT-SIFAT GAS ASAP PADA TEMPERATUR GAS ASAP RERATA

Massa gas asap ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned}\hat{M} &= 0,1067 B M_{CO_2} + 0,0318 B M_{O_2} + 0,7295 B M_{N_2} + 0,132 B M_{H_2O} \\ &= 0,1067(44) + 0,0318(32) + 0,7295(28) + 0,132(18) \\ &= 28,5144 \text{ kg/kgmol}\end{aligned}$$

Dengan menggunakan nilai konstanta gas universal $R = 8,3143 \text{ KJ/gmol K}$, besarnya konstanta gas asap adalah :

$$\begin{aligned} R &= (\hat{R} / \hat{M}) \\ &= (8,3143 / 28,5144) \\ &= 0,2916 \text{ KJ/kg K} \end{aligned}$$

Sifat unsur-unsur pembentuk gas asap diukur pada temperatur gas asap rerata (\bar{T}_h) dan tekanan parsialnya masing-masing adalah sebagai berikut :

$$\bar{T}_h = \frac{T_{hi} + T_{ho}}{2} = \frac{150 + 75}{2} = 112,5^\circ\text{C} = 385,5 \text{ K}$$

Panas specifik, $Cp_{CO_2} = 40,7634 \text{ J/gmol K} = 0,9264 \text{ KJ/kg K}$

$Cp_{O_2} = 29,9875 \text{ J/gmol K} = 0,9371 \text{ KJ/kg K}$

$Cp_{N_2} = 29,2249 \text{ J/gmol K} = 1,0437 \text{ KJ/kg K}$

$Cp_{H_2O} = 34,1509 \text{ J/gmol K} = 1,8973 \text{ KJ/kg K}$

Berdasarkan prosentase volume masing-masing unsur pembentuknya, sifat-sifat gas asap pada \bar{T}_h adalah :

Panas specifik,

$$\begin{aligned} Cp_h &= 0,1067Cp_{CO_2} + 0,0318Cp_{O_2} + 0,7295Cp_{N_2} + 0,132Cp_{H_2O} \\ &= 1,1405 \text{ KJ/kg K} \end{aligned}$$

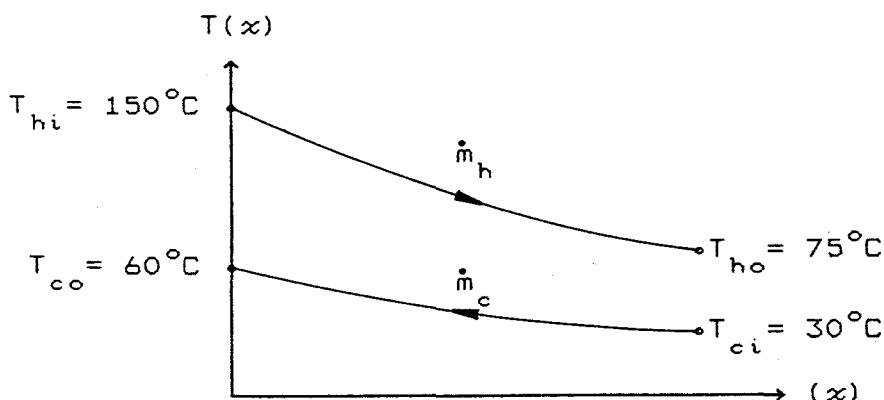
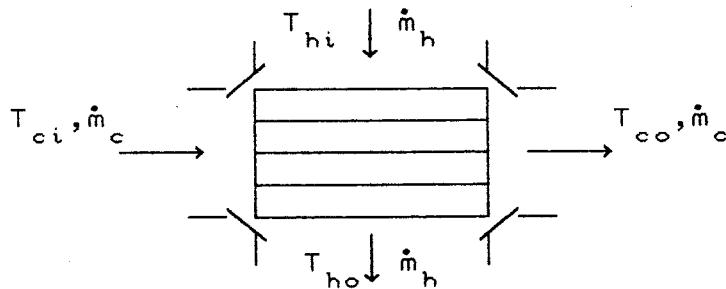
Rapat massa,

$$\rho_h = \frac{P}{R T_h} = \frac{101,325}{0,2916 \cdot (385,5)} = 0,9014 \text{ kg/m}^3$$

6.7 MENENTUKAN LAJU ALIR GAS ASAP

Laju perpindahan panas aktual yang diterima udara adalah :

$$\begin{aligned} Q &= \dot{m}_c C_p c (T_{co} - T_{ci}) \\ &= 4,2166 \cdot 10^{-3} (1,0077) (60 - 30) \\ &= 0,1275 \text{ KWatt} \end{aligned}$$



Gambar 6.2 Distribusi Temperatur Untuk Alat Penukar Panas Aliran Melintang

Dengan menggunakan asumsi bahwa :

- Kehilangan panas kesekeliling diabaikan sehingga pertukaran panas hanya terjadi antara fluida panas dan dingin
- Konduksi aksial memanjang pipa diabaikan
- Perubahan energi potensial dan kinetik diabaikan
- Panas spesifik fluida adalah konstan
- Koefisien perpindahan panas keseluruhan adalah konstan, dan dari kesetimbangan energi seperti pada gambar (6.2), maka laju alir massa gas asap melalui alat penukar panas dapat ditentukan sebagai berikut :

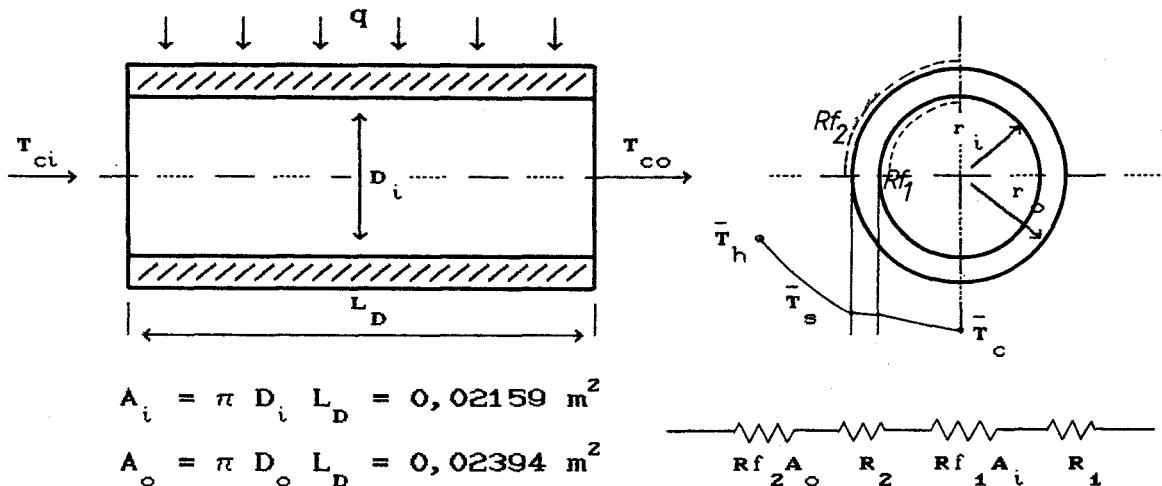
$$\begin{aligned}\dot{m}_h &= \frac{Q}{Cp_h (T_{hi} - T_{ho})} \\ &= \frac{0,1275}{1,1405 (150 - 75)} \\ &= 1,4906 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}\end{aligned}$$

6.8 TEMPERATUR PERMUKAAN RATA-RATA DI SETIAP PIPA (\bar{T}_s)

Kalor yang diterima fluida dingin (udara) yang mengalir disetiap pipa adalah :

$$q = \frac{Q}{N} = \frac{127,5}{49} = 2,6020 \text{ Watt}$$

Bila bahan pipa adalah *commercial bronze* dengan konduktivitas thermal $k = 52 \text{ W/m K}$, maka temperatur pemukaan rata-rata di setiap pipa dapat dihitung seperti berikut :

Skematik :Asumsi : 1. Kondisi tunak

2. Perpindahan panas satu dimensi arah radial
3. Konduktivitas thermal pipa seragam di seluruh permukaan.

Analisa :

Tahanan thermal total ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned}
 R_{\text{total}} &= R_1 + R_{f1} A_i + R_2 + R_{f2} A_o \\
 &= (A_i h_i)^{-1} + (R_{f1} A_i) + \\
 &\quad [\ln(r_o/r_i) / (2\pi k L_D)] + (R_{f2} A_o) \\
 &= [(0,02159)(5,2584)]^{-1} + [(0,0004)(0,02159)] + \\
 &\quad [\ln(25,4/22,911) / 2\pi(52)(0,3)] + \\
 &\quad [(0,0009)(0,02394)] \\
 &= 8,8081 \text{ K/W}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan laju perpindahan panas dapat diperoleh :

$$q = (\bar{T}_s - \bar{T}_c) / R_{\text{total}}$$

$$\bar{T}_s = q R_{\text{total}} + \bar{T}_c$$

$$= 2,6020 (8,8081) + 45$$

$$= 67,9187 ^\circ\text{C}$$

6.9 KECEPATAN MAXIMUM GAS ASAP MELALUI BERKAS PIPA

Luas laluan gas asap melalui berkas pipa (Gambar 6.1) adalah :

$$A_h = H L_D$$

$$= [(N_{T_{\max}} - 1) S_T + 2 (0,02)] L_D$$

$$= [(6 - 1) 0,034925 + 0,04] 0,3$$

$$= 0,06439 \text{ m}^2$$

Kecepatan gas asap mengalir melalui berkas pipa adalah :

$$v_h = \frac{\dot{m}_h}{\rho_h A_h}$$

$$= \frac{1,4906 \cdot 10^{-3}}{0,9014 (0,06439)}$$

$$= 0,02568 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Karena } S_D &= [S_L^2 + (S_T / 2)^2]^{1/2} \\ &= [(0,0302451)^2 + (0,034925 / 2)^2]^{1/2} \\ &= 0,03492 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dan } (S_T + D_o)/2 &= (0,034925 + 0,0254) / 2 \\ &= 0,03016 \text{ m} \end{aligned}$$

diperoleh $S_D > (S_T + D_o)/2$, maka berdasarkan persamaan (4.15) kecepatan maksimum di bidang transversal A_1 ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned} v_{\max} &= \frac{S_T}{S_T - D_o} v_h \\ &= \frac{0,034925}{(0,034925 - 0,0254)} (0,02568) \\ &= 0,09417 \text{ m/s} \end{aligned}$$

6.10 ANALISA ALIRAN GAS ASAP MELALUI BERKAS PIPA

6.10.1 Sifat-Sifat Gas Asap Pada Temperatur Film (T_f)

Untuk analisa gas asap melalui berkas pipa, semua sifat-sifat fluida diukur pada temperatur film :

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{\bar{T}_s + \bar{T}_h}{2} = \frac{67,9187 + 112,5}{2} = 90,2094^\circ\text{C} \\ &= 363,2094 \text{ K} \\ &= 194,3769^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sifat unsur-unsur gas asap pada temperatur film dan tekanan parsialnya masing-masing ditentukan sebagai berikut :

Panas specifik,

$$Cp_{CO_2} = 39,8985 \text{ J/gmol K} = 0,9068 \text{ KJ/kg K}$$

$$Cp_{O_2} = 29,8038 \text{ J/gmol K} = 0,9314 \text{ KJ/kg K}$$

$$Cp_{N_2} = 29,1879 \text{ J/gmol K} = 1,0424 \text{ KJ/kg K}$$

$$Cp_{H_2O} = 33,9802 \text{ J/gmol K} = 1,8878 \text{ KJ/kg K}$$

Konduktivitas thermal,

$$K_{CO_2} = 51,5136 \cdot 10^{-6} \text{ cal/cm s } ^\circ C = 2,1564 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$$

$$K_{O_2} = 76,2658 \cdot 10^{-6} \text{ cal/cm s } ^\circ C = 3,1925 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$$

$$K_{N_2} = 71,8506 \cdot 10^{-6} \text{ cal/cm s } ^\circ C = 3,0077 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$$

$$K_{H_2O} = 13,6763 \cdot 10^{-3} \text{ Btu/hr ft } ^\circ F = 2,3670 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$$

Jadi sifat-sifat gas asap pada temperatur film ini adalah :

Panas specifik,

$$Cp_f = 0,1067Cp_{CO_2} + 0,0318Cp_{O_2} + 0,7295Cp_{N_2} + 0,132Cp_{H_2O}$$

$$= 1,1360 \text{ KJ/kg K}$$

Konduktivitas thermal,

$$K_f = 0,1067 K_{CO_2} + 0,0318 K_{O_2} + 0,7295 K_{N_2} + 0,132 K_{H_2O}$$

$$= 2,8382 \cdot 10^{-2} \text{ W/mK}$$

Viskositas absolut,

$$\begin{aligned}\mu_f &= \frac{k}{[Cp_f + 5/4 (\hat{R} / M)]} && \text{(ref 2, hal 257)} \\ &= \frac{2,8382 \cdot 10^{-2}}{[1136 + 5/4 (8314,3 / 28,5144)]} \\ &= 1,8915 \cdot 10^{-5} \text{ N s/m}^2\end{aligned}$$

Angka Prandtl,

$$\begin{aligned}Pr_f &= Cp_f \mu_f / k_f && \text{(ref 11, hal 283)} \\ &= 1136 (1,8915 \cdot 10^{-5}) / 0,028382 \\ &= 0,7571\end{aligned}$$

Rapat Massa,

$$\begin{aligned}\rho_f &= P / R T_f \\ &= 101,325 / [0,2916 (363,2094)] \\ &= 0,9567 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

6.10.2 Menentukan Koefisien Konveksi Pada Sisi Panas (h_o)

Dengan mengambil asumsi kondisi tunak, efek radiasi diabaikan dan sifat-sifat fluida konstan, maka bilangan Reynold maksimum untuk aliran gas asap pada bidang transversal berkas pipa adalah :

$$Re_{D_{o,\max}} = \rho_f V_{\max} D_o / \mu_f$$

$$\begin{aligned} Re_{D,\max} &= 0,9567 (0,09417) (0,0254) / 1,8915 \cdot 10^{-5} \\ &= 120,9806 \end{aligned}$$

Untuk daerah $Re_{D,\max} = 100 - 10^3$, korelasi empiris bilangan Nusselt pada aliran menyilang pipa dapat dihitung sebagai tabung sendiri-sendiri. Persamaan yang lebih komprehensif diberikan oleh Churchill dan Bernstein, sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Nu_D &= 0,3 + \frac{0,62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + (0,4/Pr)^{2/3}\right]^{3/4}} \left[1 + \left(\frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \\ &\quad \dots \text{ (ref 10, hal 270)} \\ &= 4,5892 \end{aligned}$$

Dengan demikian koefisien konveksi pada sisi panas adalah :

$$\begin{aligned} h_o &= Nu_D k_f / D_o \\ &= 4,5892 (2,8382 \cdot 10^{-2}) / 0,0254 \\ &= 5,1280 \text{ W/m}^2\text{K} \end{aligned}$$

6.11 MENENTUKAN PERBEDAAN TEMPERATUR RERATA LOGARITMA (ΔT_{lm})

Perbedaan temperatur rerata logaritma untuk alat penukar panas aliran melintang dapat ditentukan melalui persamaan (4.27) seperti berikut :

$$\Delta T_{lm} = F \Delta T_{lm,CF}$$

$$\text{dimana } \Delta T_{lm, CF} = \frac{(T_{hi} - T_{co}) - (T_{ho} - T_{ci})}{\ln \left[(T_{hi} - T_{co}) / (T_{ho} - T_{ci}) \right]}$$

$$= \frac{(150 - 60) - (75 - 30)}{\ln [(150 - 60) / (75 - 30)]}$$

$$= 64,9213 \text{ K}$$

Dari gambar (4.12) untuk

$$P = \frac{T_{co} - T_{ci}}{T_{hi} - T_{ci}} = \frac{60 - 30}{150 - 30} = 0,25$$

$$R = \frac{T_{hi} - T_{ho}}{T_{co} - T_{ci}} = \frac{150 - 75}{60 - 30} = 2,5$$

diperoleh $F = 0,915$

$$\text{sehingga } \Delta T_{lm} = 0,915 (64,9213) \text{ K}$$

$$= 59,4030 \text{ K}$$

6.12 MENENTUKAN PANJANG MINIMUM PIPA PENUKAR PANAS

Menggunakan persamaan (4.22), tahanan thermal total berdasarkan luasan sisi dingin adalah sebagai berikut :

$$U_i = \frac{1}{(1/h_i) + (D_i/2k) \ln (D_o/D_i) + D_i/(D_o h_o)}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{5,2584} + \frac{0,022911}{2 (52)} \ln \left(\frac{25,4}{22,911} \right) + \frac{22,911}{25,4 (5,128)}}$$

$$= 2,7315 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Dengan demikian kalor netto yang dapat dipindahkan oleh alat penukar panas adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_{HE} &= U_i A_i \Delta T_{lm} \\
 &= U_i N \pi D_i L_D \Delta T_{lm} \\
 &= 2,7315 (49) \pi (0,022911) (0,3) (59,4030) \\
 &= 171,6829 \text{ Watt}
 \end{aligned}$$

Dari sini terlihat bahwa kalor netto yang dapat dipindahkan alat penukar panas lebih besar dari kalor yang diterima fluida dingin ($Q_{HE} > Q$), yang berarti panjang pipa yang diambil sebagai harga awal perhitungan terlalu besar. Dengan metoda iterasi, panjang pipa minimum yang dapat digunakan adalah : $L_D = 0,2228 \text{ meter}$

$$= 0,2500 \text{ meter (sebagai faktor keamanan).}$$

6.13 EFFEKTIVITAS ALAT PENUKAR PANAS

Laju panas spesifik fluida dingin dan fluida panas yang melalui penukar panas berturut-turut adalah :

$$\begin{aligned}
 C_c &= \dot{m}_c C_p c \\
 &= 4,2166 \cdot 10^{-3} (1,0077) \\
 &= 4,2491 \cdot 10^{-3} \text{ KWatt/K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_h &= \dot{m}_h C_p h \\ &= 1,4906 \cdot 10^{-3} (1,1405) \\ &= 1,7000 \cdot 10^{-3} \text{ KWatt/K} \end{aligned}$$

Terlihat bahwa laju panas spesifik minimum adalah $C_{min} = C_h = 1,7000 \cdot 10^{-3}$ KWatt/K, sehingga besarnya kalor maximum yang mungkin dapat dipindahkan oleh alat penukar panas dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} Q_{max} &= C_{min} (T_{hi} - T_{ci}) \quad (\text{ref 11, hal 521}) \\ &= 1,7000 \cdot 10^{-3} (150 - 30) \\ &= 0,204 \text{ Kwatt} \\ &= 204 \text{ Watt} \end{aligned}$$

Laju perpindahan panas aktual yang dapat dipindahkan oleh alat penukar panas dengan panjang pipa $L_D = 0,25$ meter adalah :

$$\begin{aligned} Q_{act} &= U_i N \pi D_i L_D \Delta T_{lm} \\ &= 2,7315 (49) \pi (0,022911) (0,25) (59,4030) \\ &= 143,0670 \text{ Watt} \end{aligned}$$

Menggunakan persamaan (4.28), effektivitas alat penukar panas ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned}\epsilon &= Q_{act} / Q_{max} \\ &= 143,0670 / 204 \\ &= 0,7013\end{aligned}$$

6.14 KERUGIAN TEKANAN ALIRAN GAS ASAP MELALUI ALAT PENUKAR PANAS

Kerugian-kerugian tekanan gas asap melalui alat penukar panas antara lain disebabkan karena gas asap mengalir melalui berkas pipa dan penampang masukan/keluaran aliran gas asap melalui penukar panas tersebut masing-masing mengalami ekspansi dan kontraksi.

6.14.1 Kerugian Tekanan Aliran Melalui Berkas Pipa

Kerugian tekanan aliran gas asap melalui berkas pipa dapat ditentukan melalui persamaan (4.17) sebagai berikut :

$$\Delta P = \frac{2 f' G_{max}^2 N_L}{\rho_\infty} \left(\frac{\mu_s}{\mu_\infty} \right)^{0,14}$$

dimana

$$f' = \left[0,25 + \frac{0,118}{[(S_T - d)/d]^{1,08}} \right] Re_{max}^{-0,16}$$

$$f' = \left[0,25 + \frac{0,118}{[(34,925-25,4)/25,4]^{1,08}} \right] (120,9806)^{-0,16}$$

$$= 0,2741$$

$$G_{\max} = \rho_f V_{\max}$$

$$= 0,9567 (0,09417)$$

$$= 0,09009 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$\mu_{s(67,9187 \text{ C})} = 1,7995 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$$

$$\mu_{\infty(112,5 \text{ C})} = 1,9847 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$$

$$\rho_{\infty(112,5 \text{ C})} = 0,9014 \text{ kg/m}^3$$

sehingga

$$\Delta P = \frac{2 (0,2741) (0,09009)^2 \cdot 9}{0,9014} \left[\frac{1,7995 \cdot 10^{-5}}{1,9847 \cdot 10^{-5}} \right]^{0,14}$$

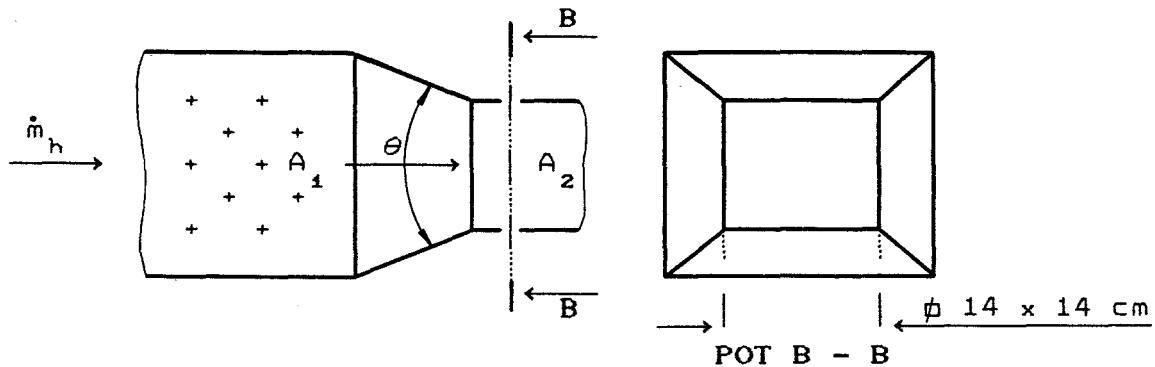
$$= 0,043819 \text{ N/m}^2$$

$$= 0,043819 / 0,9014 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$= 4,8612 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2/\text{s}^2$$

6.14.2 Kerugian Tekanan Karena Perubahan Penampang Masukan Dan Keluaran

Skematik :



$$\theta = 60^\circ$$

$$A_1 = A_h = 0,06439 \text{ m}^2$$

$$A_2 = (0,14 \times 0,14) \text{ m}^2 = 0,0196 \text{ m}^2$$

$$\dot{m}_h = 1,4906 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

Analisa :

Kerugian tekanan minor aliran gas asap karena melalui penampang masukan dan keluaran yang mengalami ekspansi dan kontraksi dihitung berdasarkan persamaan :

$$H_{1,m} = 2 K \frac{V_z^2}{2} \quad (\text{ref 7, hal 367})$$

dimana

$$V_z = \frac{\dot{m}_h}{\rho_h A_z} = \frac{1,4906 \cdot 10^{-3}}{0,9014 (0,0196)} = 0,08437 \text{ m/s}$$

$$A_2/A_1 = 0,0196 / 0,06439 = 0,3044$$

$$K = 0,0678 \text{ (interpolasi)}$$

sehingga

$$H_{lm} = 2 (0,0678) \frac{(0,08437)^2}{2}$$

$$= 4,8262 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}^2$$

6.14.3 Menentukan Daya Fan Gas Asap

Daya minimum teoretik *Fan* yang dibutuhkan untuk menarik gas asap ditentukan sebagai :

$$P = \sum \Delta P \dot{m}_h$$

$$= (\Delta P + H_{lm}) \dot{m}_h$$

$$= (4,8612 \cdot 10^{-2} + 4,8262 \cdot 10^{-4}) 1,4906 \cdot 10^{-3}$$

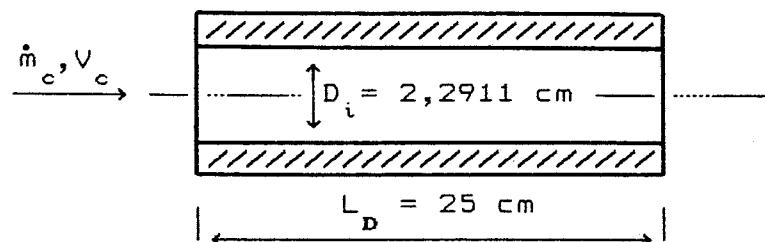
$$= 7,3180 \cdot 10^{-5} \text{ Watt}$$

6.15 KERUGIAN TEKANAN ALIRAN UDARA PENGERING MELALUI LEMARI

Kerugian-kerugian aliran udara pengering antara lain terjadi pada saat udara pengering melalui pipa penukar panas dan saat melewati susunan rak pengering.

6.15.1 Kerugian Tekanan Aliran Melalui Pipa Penukar Panas

Skematik :



$$v_c = 0,1895 \text{ m/s}$$

$$\dot{m}_c = 4,2166 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

$$N = 49 \text{ pipa}$$

Asumsi : - perubahan elevasi pipa diabaikan

- permukaan pipa halus
- aliran incompressible

Analisa :

Bilangan Reynold untuk aliran udara didalam pipa ditentukan dengan :

$$Re_D = v_c D_i / \nu_c$$

$$= 0,1895 (0,022911) / 17,7008 \cdot 10^{-6}$$

$$= 245,276 \text{ (laminer)}$$

Karena aliran adalah laminer, maka besarnya kerugian tekanan aliran melalui pipa adalah :

$$\begin{aligned}
 H_{l_pipa} &= f \frac{L}{D} \frac{V_c^2}{2} && \text{(ref 7, hal 361)} \\
 &= \left(\frac{64}{Re} \right) \frac{0,25}{0,022911} \frac{(0,1895)^2}{2} \\
 &= 0,05112 \text{ m}^2/\text{s}^2/\text{pipa}
 \end{aligned}$$

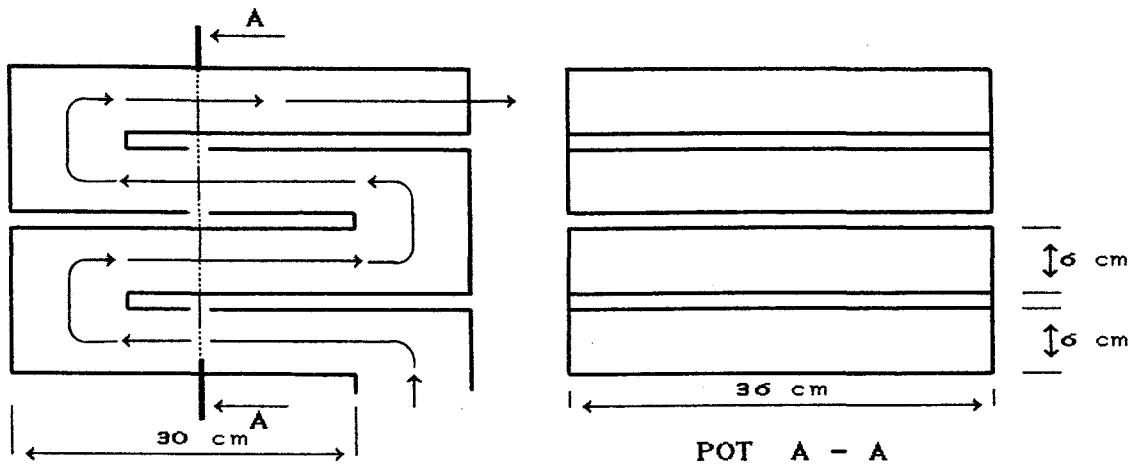
Selanjutnya kerugian tekanan minor akibat penampang masukan dan keluaran tipe *Square edge* adalah :

$$\begin{aligned}
 H_{lm_pipa} &= 2 K \frac{V_c^2}{2} && \text{(ref 7, hal 366)} \\
 &= 2 (0,5) \frac{(0,1895)^2}{2} \\
 &= 0,01796 \text{ m}^2/\text{s}^2/\text{pipa}
 \end{aligned}$$

6.15.2 Kerugian Tekanan Karena Melalui Susunan Rak Pengering

Aliran udara pengering melalui susunan rak dapat diaproksimasikan sebagai aliran fluida yang melalui saluran berbentuk *Rectangular Duct* dengan kerugian-kerugian tekanan yang disebabkan oleh penampang *duct* dan belokan-belokan aliran yang terjadi.

Skematik :



Analisa :

Diameter hidrolik untuk *Rectangular Duct* dihitung sebagai :

$$D_h = \frac{4A}{P} \quad (\text{ref 7, hal 390})$$

$$= \frac{4(0,36)(0,06)}{2(0,36 + 0,06)}$$

$$= 0,1029 \text{ meter}$$

Bilangan Reynold untuk aliran udara pengering melalui *Duct* ditentukan dengan :

$$Re_{ph} = V_\infty D_h / \nu$$

$$= 0,3085 (0,1029) / 1,6978 \cdot 10^{-5}$$

$$= 1869,752$$

Kerugian tekanan pada aliran melewati susunan rak adalah :

$$\begin{aligned}
 H_{l_rak} &= 4 f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2} \\
 &= 4 \left(\frac{64}{Re} \right) \frac{0,30}{0,1029} \frac{(0,3085)^2}{2} \\
 &= 0,01899 \text{ m}^2/\text{s}^2
 \end{aligned}$$

Kerugian tekanan minor akibat aliran yang membelok 90° ditentukan sebagai :

$$\begin{aligned}
 H_{lm_1} &= f \left(\frac{Le}{D} \right) \frac{V^2}{2} \quad (\text{ref 7, hal 371}) \\
 &= \left(\frac{64}{Re} \right) (30) \frac{(0,3085)^2}{2} \\
 &= 0,04886 \text{ m}^2/\text{s}^2
 \end{aligned}$$

Kerugian tekanan minor akibat aliran yang membelok kembali (*return bend*) adalah :

$$\begin{aligned}
 H_{lm_2} &= 3 f \left(\frac{Le}{D} \right) \frac{V^2}{2} \\
 &= 3 \left(\frac{64}{Re} \right) (50) \frac{(0,3085)^2}{2} \\
 &= 0,2443 \text{ m}^2/\text{s}^2
 \end{aligned}$$

6.15.3 Menentukan Daya Fan Udara Pengering

Daya minimum teoretik *Fan* yang dibutuhkan untuk menarik udara pengering dengan perbedaan elevasi $(z_2 - z_1) = 0,4950$ meter adalah :

$$P = [\sum H_l + g (z_2 - z_1)] \dot{m}_c$$

dimana

$$\begin{aligned} \sum H_l &= 49 [H_{l_pipa} + H_{lm_pipa}] + H_{l_rak} + H_{lm_1} + H_{lm_2} \\ &= 49 (0,05112 + 0,01796) + 0,01899 + 0,04886 + 0,2443 \\ &= 3,6971 \text{ m}^2/\text{s}^2 \end{aligned}$$

sehingga

$$\begin{aligned} P &= [3,6971 + 9,81 (0,4950)] 4,2166 \cdot 10^{-3} \\ &= 0,0361 \text{ Watt} \end{aligned}$$

BAB VII

P E N U T U P

7.1 KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perancangan lemari pengering lempok durian diatas, dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Proses pengeringan yang dilakukan terhadap lempok durian dimaksudkan untuk menurunkan A_w lempok durian dalam kaitannya dengan kadar air bahan sebagai salah satu faktor penentu tingkat keawetan bahan pangan.
2. Waktu rata-rata yang dibutuhkan untuk menguapkan kandungan air pada 9 kg lempok dari 26 % - 20 % (basis basah) adalah 5,5424 jam, dengan kelembaban absolut udara pengering kondisi kesetimbangan yang dicapai adalah $0,02543 \text{ kg}_{\text{air}} / \text{kg}_{\text{uk}}$.
3. Karena lemari pengering mempunyai massa dan panas jenis, maka lemari pengering sendiri akan menyerap panas. Pada kondisi operasi sebenarnya pasti akan ada panas yang hilang ke udara sekeliling, walaupun sudah diminimumkan dengan adanya isolasi. Kerugian panas total teoretik yang melewati dinding lemari adalah sebesar 20,6624 Watt.
4. Pemakaian bahan pipa *Commercial Bronze* mempunyai beberapa keuntungan, yaitu memberikan effektivitas alat penukar

panas yang tinggi, harga murah dan mudah untuk membuat konstruksi alat penukar panas serta menghindari terjadinya korosi.

5. Effektivitas penukar panas dengan panjang pipa 0,25 meter adalah 0,7013.
6. Secara teknis, alat pengering yang dirancang tidak memerlukan tingkat ketrampilan dan/atau peralatan yang canggih. Ditinjau dari sudut ekonomis, tingkat harga tertinggi yang harus dibayar adalah pada *Fan gas* asap dan udara pengering.
7. Salah satu cara untuk mencapai hasil pengeringan yang seragam adalah dengan melakukan operasi pembalikan lempok dan pindah susunan antar rak selama proses pengeringan.

7.2 SARAN

Saran-saran yang mungkin dapat diberikan untuk kerja lebih lanjut antara lain adalah :

1. Untuk keperluan penelitian selanjutnya disarankan juga mengenai pengaruh sanitasi terhadap pertumbuhan spora kapang serta pengaruh kondisi substrat terhadap aktivitas mikroba selama penyimpanan, karena hal ini erat hubungannya dengan daya awet produk.
2. Effektivitas alat penukar panas dapat dinaikkan apabila pipa-pipa penukar panas diberi sirip-sirip atau fin. Hal ini berarti memperluas bidang kontak antara gas panas

dengan pipa-pipa tersebut. Akan tetapi pembuatannya jauh lebih sulit, sehingga memerlukan keahlian dan ketrampilan tenaga kerja yang lebih tinggi pula.

3. Kemungkinan pemakaian pelat susunan rak yang berlubang-lubang terutama untuk menghindari operasi pembalikan lempok selama proses pengeringan dapat dikaji sebagai lanjutan dari rancangan ini.

LAMPIRAN

1. ANALISA LABORATORIUM

Tujuan : Mendapatkan data-data acuan awal dalam merencanakan unit pengering lempok durian.

Waktu : 8 - 12 September 1992.

Tempat : Laboratorium Teknik Sipil Politeknik Universitas Sriwijaya, Palembang.

Hasil Percobaan

Jenis sampel : lempok durian

Kondisi sampel : A = sebelum dijemur

B = sesudah dijemur 3 hari berturut-turut.

No	Berat cawan (gram)	Berat basah A + cawan (gram)	Berat basah B + cawan (gram)	Berat kering oven (110 °C) cawan + sampel
1	10,18	15,68	15,29	14,25 gram
2	10,17	15,62	15,21	14,19 gram
3	10,21	15,93	15,48	14,45 gram
4	10,18	15,89	15,46	14,41 gram

Berat sampel A = [berat basah (A + cawan)] - berat cawan

Berat sampel B = [berat basah (B + cawan)] - berat cawan

Berat kering bahan = berat kering oven - berat cawan

Berat air bahan = berat sampel - berat kering bahan

$$\text{Kadar air (db)} = \frac{\text{berat air bahan}}{\text{berat kering bahan}} \times 100 \%$$

$$\text{Kadar air (wb)} = \frac{\text{berat air bahan}}{\text{berat kering} + \text{berat air bahan}} \times 100 \%$$

Hasil Perhitungan

No	Berat basah sampel A (gram)	Berat kering oven (gram)	Berat air bahan (gram)	Kadar air A	
				w. b. (%)	d. b. (%)
1	5,50	4,07	1,43	26,00	35,13
2	5,45	4,02	1,43	26,24	35,57
3	5,72	4,24	1,48	25,87	34,91
4	5,71	4,23	1,48	25,92	34,99
Rata-rata \approx				26,00	35,15

No	Berat basah sampel B (gram)	Berat kering oven (gram)	Berat air bahan (gram)	Kadar air B	
				w. b. (%)	d. b. (%)
1	5,11	4,07	1,04	20,35	25,55
2	5,04	4,02	1,02	20,24	25,37
3	5,27	4,24	1,03	19,54	24,29
4	5,28	4,23	1,05	19,89	24,82
Rata-rata \approx				20,00	25,00

Hasil Pengujian Lain

No	Density (kg/m ³)	pH	Aw _A	Aw _B
1	1448,43	6,01	0,81	0,71
2	1450,34	5,88	0,81	0,72
3	1449,79	5,93	0,80	0,70
rerata	1449,52	5,94	0,806	0,71

2. SIFAT-SIFAT THERMOFISIK UDARA PADA TEKANAN ATMOSFER

T (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg · K)	$\mu \cdot 10^7$ (N · s/m ²)	$\nu \cdot 10^6$ (m ² /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	Pr
Air							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	238	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536

Sumber : Referensi 11, halaman 767

3. SIFAT-SIFAT THERMOSIK AIR JENUH

TEMPERA-TURE, <i>T</i> (K)	PRESSURE, <i>P</i> (bars) ^a	SPECIFIC VOLUME (m ³ /kg)		HEAT OF VAPORIZATION, <i>h_f</i> (kJ/kg)		SPECIFIC HEAT (kJ/kg·K)		VISCOSITY (N·s/m ²)		THERMAL CONDUCTIVITY (W/m·K)		PRANDTL NUMBER		SURFACE TENSION, $\sigma \cdot 10^3$ (N/m)		EXPANSION COEFFICIENT, $\beta \cdot 10^4$ (K ⁻¹)		TEMPERA-TURE, <i>T</i> (K)
		<i>v_t</i>	<i>v_f</i>	<i>c_{s,t}</i>	<i>c_{p,t}</i>	$\mu_f \cdot 10^3$	$\mu_t \cdot 10^4$	$k_f \cdot 10^3$	$k_t \cdot 10^3$	<i>P_f</i>	<i>P_t</i>	$\alpha \cdot 10^3$	$\beta \cdot 10^4$	$\sigma \cdot 10^3$	$\beta \cdot 10^4$	$\sigma \cdot 10^3$	$\beta \cdot 10^4$	
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502		4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	12.99	0.815	75.5	-68.05	273.15		
275	0.00697	1.000	181.7	2497		4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74	275		
280	0.00990	1.000	130.4	2485		4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04	280		
285	0.01387	1.000	99.4	2473		4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1	285		
290	0.01917	1.001	69.7	2461		4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0	290		
295	0.02617	1.002	51.94	2449		4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5	295		
300	0.03531	1.003	39.13	2438		4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1	300		
305	0.04712	1.005	27.90	2426		4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6	305		
310	0.06221	1.007	22.93	2414		4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9	310		
315	0.08132	1.009	17.82	2402		4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4	315		
320	0.1053	1.011	13.98	2390		4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7	320		
325	0.1351	1.013	11.06	2378		4.182	1.903	528	10.09	643	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2	325		
330	0.1719	1.016	8.82	2366		4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.15	0.908	66.6	504.0	330		
335	0.2167	1.018	7.09	2354		4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5	335		
340	0.2713	1.021	5.74	2342		4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0	340		
345	0.3372	1.024	4.683	2329		4.191	1.941	389	10.89	668	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4	345		
350	0.4163	1.027	3.846	2317		4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2	350		
355	0.5100	1.030	3.180	2304		4.199	1.968	343	11.29	671	23.3	2.14	0.951	62.3	652.3	355		
360	0.6209	1.034	2.645	2291		4.203	1.983	324	11.49	674	23.7	2.02	0.960	61.4	697.9	360		
365	0.7514	1.038	2.212	2278		4.209	1.999	306	11.69	677	24.1	1.91	0.969	60.5	707.1	365		
370	0.9040	1.041	1.861	2265		4.214	2.017	289	11.89	679	24.5	1.80	0.978	59.5	728.7	370		
373.15	1.0133	1.044	1.679	2257		4.217	2.029	279	12.02	680	24.8	1.76	0.984	58.9	750.1	373.15		
375	1.0813	1.045	1.574	2252		4.220	2.036	274	12.09	681	24.9	1.70	0.987	58.6	761	375		
380	1.2869	1.049	1.337	2239		4.226	2.057	260	12.29	683	25.4	1.61	0.999	57.6	788	380		
385	1.5233	1.053	1.142	2225		4.232	2.080	248	12.49	685	25.8	1.53	1.004	56.6	814	385		
390	1.794	1.058	0.980	2212		4.239	2.104	237	12.69	686	26.3	1.47	1.013	55.6	841	390		
400	2.455	1.067	0.731	2183		4.256	2.158	217	13.05	688	27.2	1.34	1.033	53.6	896	400		
410	3.302	1.077	0.553	2153		4.278	2.221	200	13.42	688	28.2	1.24	1.054	51.5	952	410		
420	4.370	1.088	0.425	2123		4.302	2.291	185	13.79	688	29.8	1.16	1.075	49.4	1010	420		
430	5.699	1.099	0.331	2091		4.331	2.369	173	14.14	685	30.4	1.09	1.10	47.2		430		
440	7.333	1.110	0.261	2059		4.36	2.46	162	14.50	682	31.7	1.04	1.12	45.1		440		
450	9.319	1.123	0.208	2024		4.40	2.56	152	14.85	678	33.1	0.99	1.14	42.9		450		
460	11.71	1.137	0.167	1989		4.44	2.68	143	15.19	673	34.6	0.95	1.17	40.7		460		
470	14.55	1.152	0.136	1951		4.48	2.79	136	15.54	667	36.3	0.92	1.20	38.5		470		
480	17.90	1.167	0.111	1912		4.53	2.94	129	15.88	660	38.1	0.89	1.23	36.2		480		
490	21.83	1.184	0.0922	1870		4.59	3.10	124	16.23	651	40.1	0.87	1.25	33.9		490		
500	26.40	1.203	0.0766	1825		4.66	3.27	118	16.59	642	42.3	0.86	1.28	31.6		500		
510	31.65	1.222	0.0631	1779		4.74	3.47	113	16.95	631	44.7	0.85	1.31	29.3		510		
520	37.70	1.244	0.0525	1730		4.84	3.70	108	17.33	621	47.5	0.84	1.35	26.9		520		
530	44.58	1.268	0.0445	1679		4.95	3.96	104	17.72	608	50.6	0.85	1.39	24.5		510		
540	52.38	1.294	0.0375	1622		5.08	4.27	101	18.1	594	54.0	0.86	1.43	22.1		540		
550	61.19	1.323	0.0317	1564		5.24	4.64	97	18.6	580	58.3	0.87	1.47	19.7		550		
560	71.08	1.355	0.0269	1499		5.43	5.09	94	19.1	563	63.7	0.90	1.52	17.3		560		
570	82.16	1.392	0.0228	1429		5.68	5.67	91	19.7	548	76.7	0.94	1.59	15.0		570		
580	94.51	1.433	0.0193	1353		6.00	6.40	88	20.4	528	76.7	0.99	1.68	12.8		580		
590	108.3	1.482	0.0163	1274		6.41	7.35	84	21.5	513	84.1	1.05	1.84	10.5		590		
600	123.5	1.541	0.0137	1176		7.00	8.75	81	22.7	497	92.9	1.14	2.15	8.4		600		
610	137.3	1.612	0.0115	1066		7.85	11.1	77	24.1	467	103	1.30	2.40	6.3		610		
620	159.1	1.705	0.0094	941		9.35	15.4	72	25.9	444	114	1.52	2.46	4.5		620		
625	169.1	1.778	0.0085	858		10.6	18.3	70	27.0	410	121	1.65	2.40	3.5		625		
630	179.7	1.856	0.0075	781		12.6	22.1	67	28.0	412	130	2.0	4.8	2.6		610		
635	190.9	1.935	0.0066	683		16.4	27.6	64	30.0	392	141	2.7	6.0	1.5		615		
640	202.7	2.075	0.0057	560		26	42	59	32.0	367	155	4.2	9.6	0.8		640		
645	215.2	2.351	0.0045	361		90	-	54	37.0	331	178	12	26	0.1		645		
647.3	221.2	3.170	0.0032	0		∞	∞	45	45.0	218	218	∞	∞	∞	0.0	647.3		

^aAdapted from Reference 19.1 bar = 10^5 N/m².

Critical temperature.

Sumber : Referensi 11, halaman 774 - 775

4. SIFAT-SIFAT THERMOFISIK GAS CARBON DIOKSIDA PADA TEKANAN RENDAH

T K	t C	\bar{c}_p J g-mol K	\bar{c}_v J g-mol K	$k = \frac{\bar{c}_p}{\bar{c}_v}$	a m s
100	-173.15	29.207	20.892	1.398	162.5
120	-153.15	29.460	21.145	1.393	177.7
140	-133.15	29.928	21.613	1.385	191.4
160	-113.15	30.600	22.286	1.373	203.7
180	-93.15	31.428	23.114	1.360	215.0
200	-73.15	32.356	24.042	1.346	225.5
250	-23.15	34.831	26.516	1.314	249.1
300	26.85	37.218	28.903	1.288	270.1
350	76.85	39.386	31.072	1.268	289.5
400	126.85	41.326	33.012	1.252	307.6
450	176.85	43.062	34.748	1.239	324.6
500	226.85	44.624	36.310	1.229	340.7
550	276.85	46.038	37.723	1.220	356.1
600	326.85	47.321	39.007	1.213	370.8
650	376.85	48.493	40.179	1.207	385.0
700	426.85	49.563	41.249	1.202	398.6
750	476.85	50.540	42.226	1.197	411.8
800	526.85	51.433	43.118	1.193	424.6
850	576.85	52.250	43.936	1.189	437.0
900	626.85	52.998	44.683	1.186	449.1
950	676.85	53.682	45.368	1.183	460.8
1000	726.85	54.308	45.994	1.181	472.3
1050	776.85	54.883	46.569	1.179	483.5
1100	826.85	55.407	47.093	1.177	494.5
1150	876.85	55.898	47.583	1.175	505.2
1200	926.85	56.338	48.024	1.173	515.7
1300	1026.85	57.137	48.822	1.170	536.1
1400	1126.85	57.802	49.487	1.168	555.8
1500	1226.85	58.375	50.061	1.166	574.8
1600	1326.85	58.883	50.568	1.164	593.3
1700	1426.85	59.315	51.001	1.163	611.2
1800	1526.85	59.697	51.383	1.162	628.6
1900	1626.85	60.047	51.732	1.161	645.5
2000	1726.85	60.346	52.032	1.160	662.0
2100	1826.85	60.620	52.306	1.159	678.1
2200	1926.85	60.861	52.547	1.158	693.8
2300	2026.85	61.086	52.772	1.158	709.2
2400	2126.85	61.285	52.971	1.157	724.3
2500	2226.85	61.468	53.154	1.156	739.0
2600	2326.85	61.643	53.329	1.156	753.5
2700	2426.85	61.801	53.487	1.155	767.7
2800	2526.85	61.951	53.636	1.155	781.7
2900	2626.85	62.092	53.778	1.155	795.3
3000	2726.85	62.225	53.911	1.154	808.8
3100	2826.85	62.350	54.035	1.154	822.1

Sumber : Referensi 12, halaman 103

5. SIFAT-SIFAT THERMOFISIK GAS OKSIGEN PADA TEKANAN RENDAH

T K	t C	\bar{c}_p J g-mol K	\bar{c}_v J g-mol K	$k = \frac{\bar{c}_p}{\bar{c}_v}$	a m s
100	-173.15	29.106	20.792	1.400	190.7
120	-153.15	29.107	20.793	1.400	208.9
140	-133.15	29.108	20.794	1.400	225.7
160	-113.15	29.111	20.796	1.400	241.2
180	-93.15	29.115	20.801	1.400	255.9
200	-73.15	29.126	20.811	1.400	269.7
250	-23.15	29.201	20.887	1.398	301.4
300	26.85	29.386	21.071	1.395	329.7
350	76.85	29.695	21.380	1.389	355.4
400	126.85	30.107	21.792	1.382	378.9
450	176.85	30.584	22.270	1.373	400.7
500	226.85	31.091	22.777	1.365	421.1
550	276.85	31.599	23.285	1.357	440.4
600	326.85	32.090	23.775	1.350	458.7
650	376.85	32.552	24.238	1.343	476.3
700	426.85	32.981	24.666	1.337	493.1
750	476.85	33.374	25.060	1.332	509.4
800	526.85	33.733	25.418	1.327	525.2
850	576.85	34.059	25.744	1.323	540.5
900	626.85	34.355	26.041	1.319	555.4
950	676.85	34.624	26.310	1.316	570.0
1000	726.85	34.869	26.555	1.313	584.1
1050	776.85	35.093	26.779	1.310	597.9
1100	826.85	35.299	26.984	1.308	611.5
1150	876.85	35.488	27.174	1.306	624.7
1200	926.85	35.665	27.350	1.304	637.6
1300	1026.85	35.985	27.670	1.300	662.8
1400	1126.85	36.271	27.957	1.297	687.0
1500	1226.85	36.536	28.221	1.295	710.3
1600	1326.85	36.784	28.470	1.292	732.9
1700	1426.85	37.023	28.709	1.290	754.7
1800	1526.85	37.255	28.940	1.287	775.9
1900	1626.85	37.482	29.167	1.285	796.5
2000	1726.85	37.705	29.391	1.283	816.5
2100	1826.85	37.926	29.611	1.281	836.0
2200	1926.85	38.143	29.828	1.279	855.0
2300	2026.85	38.357	30.043	1.277	873.5
2400	2126.85	38.567	30.253	1.275	891.6
2500	2226.85	38.773	30.459	1.273	909.3
2600	2326.85	38.975	30.660	1.271	926.7
2700	2426.85	39.171	30.856	1.269	943.7
2800	2526.85	39.361	31.047	1.268	960.4
2900	2626.85	39.545	31.231	1.266	976.8
3000	2726.85	39.723	31.408	1.265	992.9
3100	2826.85	39.894	31.579	1.263	1008.7

Sumber : Referensi 12, halaman 95

6. SIFAT-SIFAT THERMOFISIK GAS NITROGEN PADA TEKANAN RENDAH

T K	t C	\bar{c}_p J g-mol K	\bar{c}_v J g-mol K	$k = \frac{\bar{c}_p}{\bar{c}_v}$	a m s
100	-173.15	29.104	20.790	1.400	203.8
120	-153.15	29.105	20.790	1.400	223.3
140	-133.15	29.105	20.791	1.400	241.2
160	-113.15	29.106	20.791	1.400	257.8
180	-93.15	29.107	20.792	1.400	273.5
200	-73.15	29.107	20.793	1.400	288.3
250	-23.15	29.111	20.797	1.400	322.3
300	26.85	29.125	20.811	1.400	353.0
350	76.85	29.166	20.851	1.399	381.2
400	126.85	29.249	20.935	1.397	407.3
450	176.85	29.387	21.072	1.395	431.6
500	226.85	29.581	21.266	1.391	454.3
550	276.85	29.825	21.511	1.387	475.7
600	326.85	30.110	21.796	1.381	496.0
650	376.85	30.424	22.109	1.376	515.2
700	426.85	30.755	22.440	1.371	533.6
750	476.85	31.094	22.779	1.365	551.2
800	526.85	31.433	23.119	1.360	568.2
850	576.85	31.766	23.452	1.355	584.6
900	626.85	32.090	23.775	1.350	600.4
950	676.85	32.400	24.086	1.345	615.9
1000	726.85	32.696	24.381	1.341	630.9
1050	776.85	32.976	24.661	1.337	645.5
1100	826.85	33.240	24.925	1.334	659.8
1150	876.85	33.488	25.174	1.330	673.8
1200	926.85	33.721	25.407	1.327	687.5
1300	1026.85	34.144	25.830	1.322	714.2
1400	1126.85	34.514	26.199	1.317	739.9
1500	1226.85	34.837	26.523	1.313	764.7
1600	1326.85	35.121	26.807	1.310	788.8
1700	1426.85	35.370	27.056	1.307	812.2
1800	1526.85	35.590	27.276	1.305	834.9
1900	1626.85	35.785	27.471	1.303	857.1
2000	1726.85	35.959	27.644	1.301	878.7
2100	1826.85	36.114	27.799	1.299	899.8
2200	1926.85	36.253	27.938	1.298	920.5
2300	2026.85	36.378	28.064	1.296	940.7
2400	2126.85	36.492	28.177	1.295	960.5
2500	2226.85	36.595	28.280	1.294	979.9
2600	2326.85	36.689	28.375	1.293	998.9
2700	2426.85	36.775	28.461	1.292	1017.6
2800	2526.85	36.855	28.541	1.291	1035.9
2900	2626.85	36.928	28.614	1.291	1054.0
3000	2726.85	36.996	28.682	1.290	1071.7
3100	2826.85	37.060	28.745	1.289	1089.1

Sumber : Referensi 12, halaman 91

7. SIFAT-SIFAT THERMOFISIK UAP AIR PADA TEKANAN RENDAH

T K	t C	\bar{c}_p J g-mol K	\bar{c} J g-mol K	$k = \frac{\bar{c}_p}{\bar{c}}$	a m s
100	-173.15	33.301	24.986	1.333	248.0
120	-153.15	33.313	24.999	1.333	271.7
140	-133.15	33.320	25.006	1.333	293.4
160	-113.15	33.327	25.013	1.332	313.7
180	-93.15	33.337	25.022	1.332	332.7
200	-73.15	33.350	25.035	1.332	350.7
250	-23.15	33.426	25.111	1.331	391.9
300	26.85	33.596	25.282	1.329	428.9
350	76.85	33.879	25.564	1.325	462.7
400	126.85	34.262	25.948	1.320	493.7
450	176.85	34.720	26.406	1.315	522.6
500	226.85	35.226	26.912	1.309	549.6
550	276.85	35.764	27.450	1.303	575.1
600	326.85	36.325	28.010	1.297	599.3
650	376.85	36.902	28.588	1.291	622.3
700	426.85	37.495	29.181	1.285	644.3
750	476.85	38.102	29.788	1.279	665.4
800	526.85	38.721	30.407	1.273	685.7
850	576.85	39.350	31.036	1.268	705.3
900	626.85	39.987	31.672	1.263	724.2
950	676.85	40.627	32.312	1.257	742.5
1000	726.85	41.267	32.953	1.252	760.2
1050	776.85	41.905	33.590	1.248	777.5
1100	826.85	42.536	34.221	1.243	794.4
1150	876.85	43.158	34.843	1.239	810.8
1200	926.85	43.768	35.453	1.235	826.9
1300	1026.85	44.945	36.630	1.227	858.0
1400	1126.85	46.054	37.740	1.220	888.0
1500	1226.85	47.090	38.776	1.214	916.9
1600	1326.85	48.050	39.736	1.209	945.0
1700	1426.85	48.935	40.621	1.205	972.2
1800	1526.85	49.749	41.434	1.201	998.7
1900	1626.85	50.495	42.181	1.197	1024.6
2000	1726.85	51.180	42.866	1.194	1049.8
2100	1826.85	51.809	43.494	1.191	1074.5
2200	1926.85	52.387	44.073	1.189	1098.6
2300	2026.85	52.921	44.607	1.186	1122.2
2400	2126.85	53.414	45.100	1.184	1145.4
2500	2226.85	53.873	45.559	1.182	1168.1
2600	2326.85	54.301	45.986	1.181	1190.3
2700	2426.85	54.702	46.388	1.179	1212.2
2800	2526.85	55.080	46.765	1.178	1233.7
2900	2626.85	55.437	47.123	1.176	1254.8
3000	2726.85	55.778	47.464	1.175	1275.6
3100	2826.85	56.103	47.789	1.174	1296.0

Sumber : Referensi 12, halaman 99

8. KONDUKTIVITAS THERMAL GAS

The values in this table, when multiplied by 10^{-6} , are given in $\text{cal} \cdot \text{cm} \cdot \text{cm}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$. To convert the values listed in the table to $\text{Btu} \cdot \text{ft} \cdot \text{ft}^{-2} \cdot \text{h}^{-1} \cdot ^\circ\text{F}^{-1}$, multiply by 241.909.																
Gas	°F °C	-400 -240	-300 -184.4	-200 -128.9	-100 -73.3	-40 -40	-20 -28.9	0 -17.8	20 -6.7	40 4.4	60 15.6	80 26.7	100 37.8	120 48.9	200 93.3	
Acetylene	28.10	34.71	37.19	39.67	42.15	45.04	47.94	50.83	53.72	56.62	69.43	
Air	50.09	52.15	54.22	56.24	58.31	60.34	62.20	64.22	66.04	
Ammonia	43.39	45.87	48.35	50.83	53.31	55.79	58.68	61.58	64.47	
Argon	34.30	35.95	37.19	38.85	40.09	41.33	42.57	44.22	45.46	
Bromine	9.09	11.57
n-Butane	30.99	33.06	35.54	38.02	40.91	43.39	54.14
i-Butane	32.65	33.89	36.37	38.85	41.74	44.22	55.79
Carbon dioxide	27.90	29.75	31.70	33.68	35.62	37.61	39.67	41.74	43.81
Carbon disulfide	14.05	15.29	16.53	17.77	19.01	19.84
Carbon monoxide	47.94	50.00	51.95	53.85	55.87	57.86	59.92	61.99	63.89
Chlorine	15.29	16.53	17.36	18.18	19.01	20.25	21.08	21.90	23.14
Deuterium	274.82	285.15	295.07	305.81	309.95	322.34	334.74	343.01	355.40
Ethane	23.97	32.65	35.54	38.43	41.33	44.63	47.94	51.24	54.55	58.27	74.39
Ethanol	29.34	30.99	32.65	34.71	36.78
Ethylamine	31.41	33.47	35.54	37.61	39.67	42.15
Ethylene	26.86	33.06	35.54	38.02	40.50	43.39	46.29	49.18	52.07	54.96	68.19
Fluorine	18.18	30.58	43.39	50.83	52.90	55.38	57.86	59.92	61.99	64.06	66.12	68.19	76.04
Helium	84.31	163.24	221.51	274.8	304.99	314.49	324.00	333.50	343.42	352.10	360.36	368.63	376.07
Hydrogen	59.92	142.57	227.29	308.7	357.47	371.93	388.46	405.00	417.39	433.92	446.32	458.72	471.11
Hydrogen bromide	15.29	16.11	16.49	17.77	18.60	19.84	20.66	21.49
Hydrogen chloride	25.62	26.86	28.51	29.75	30.99	32.23	33.89	35.12
Hydrogen cyanide	23.97	25.62	26.86	28.10	29.75	30.99	32.65
Hydrogen sulfide	28.10	29.75	31.41	33.47	36.78
Krypton	19.84	23.56
Methane	22.32	36.86	52.07	61.37	64.55	67.86	71.08	74.39	78.11	81.83	85.54	89.26	106.62
Neon	97.94	100.84	104.14	107.03	109.93	112.82	115.71	118.19	121.09
Nitric oxide	30.91	42.40	49.01	51.24	53.39	55.54	57.65	59.76	61.99	64.06	66.12	74.39
Nitrogen	20.25	33.06	44.22	50.42	52.48	54.55	56.20	58.27	60.34	62.40	64.06	65.71
Nitrous oxide	28.93	30.91	32.90	35.04	37.15	39.30	41.45	43.81	46.08
Oxygen	18.84	31.66	43.72	50.54	52.81	54.96	57.24	59.43	61.58	63.64	65.91	68.19	76.87
n-Propane	27.69	29.75	32.23	34.71	37.19	39.67	42.47	45.46	48.35	60.75
R-11(CCl ₃ F)	12.81	13.64	14.88	15.70	16.53	17.77	18.60
R-12(CCl ₂ F ₂)	17.36	18.60	19.42	20.66	21.49	22.73	23.56
R-21(CHCl ₂ F)	21.90	22.32	22.73	23.14	23.56	23.97
R-22(CHClF ₂)	24.80	25.62	26.45	27.28	28.10	28.93
Water	34.71	36.78	38.85	40.50	42.57	44.63	46.70	54.96

Sumber : Referensi 24, halaman E-3

9. KONDUKTIVITAS THERMAL UAP DAN AIR

Temp. °F Press., psia	$k, \text{Btu/hr} \times \text{ft.} \times {}^{\circ}\text{F} \times 10^3$												7500
	1	2	5	10	20	50	100	200	500	1000	2000	5000	
Sat. Water	364.0	373.1	383.8	390.4	395.2	397.4	394.7	386.2	361.7	327.6	271.8	—	—
Sat. Steam	11.6	12.2	13.0	13.8	14.8	16.6	18.4	21.1	27.2	36.5	61.3	—	—
1500	63.7	63.7	63.7	63.7	63.7	63.8	64.0	64.3	65.4	67.1	70.7	82.0	92.2
1450	61.4	61.4	61.5	61.5	61.5	61.6	61.8	62.1	63.2	64.9	68.5	80.1	90.6
1400	59.2	59.2	59.2	59.2	59.3	59.4	59.6	59.9	60.9	62.7	66.3	78.2	89.2
1350	57.0	57.0	57.0	57.0	57.1	57.2	57.3	57.7	58.7	60.5	64.2	76.3	87.9
1300	54.8	54.8	54.8	54.8	54.8	54.9	55.1	55.5	56.5	58.3	62.0	74.6	86.9
1250	52.6	52.6	52.6	52.6	52.6	52.7	52.9	53.2	54.3	56.1	59.9	73.0	86.3
1200	50.4	50.4	50.4	50.4	50.4	50.5	50.7	51.0	52.1	53.9	57.8	71.6	86.2
1150	48.2	48.2	48.2	48.2	48.2	48.3	48.5	48.9	49.9	51.8	55.7	70.5	87.0
1100	46.0	46.0	46.0	46.0	46.1	46.2	46.3	46.7	47.8	49.6	53.7	69.8	89.0
1050	43.9	43.9	43.9	43.9	43.9	44.0	44.2	44.6	45.6	47.5	51.8	69.7	93.4
1000	41.7	41.7	41.8	41.8	41.8	41.9	42.1	42.4	43.5	45.5	50.0	70.7	102.9
950	39.6	39.6	39.7	39.7	39.7	39.8	40.0	40.3	41.4	43.5	48.3	73.5	115.5
900	37.6	37.6	37.6	37.6	37.6	37.7	37.9	38.3	39.4	41.5	46.8	80.2	138.7
850	35.5	35.6	35.6	35.6	35.6	35.7	35.9	36.3	37.4	39.7	45.6	96.7	178.8
800	33.6	33.6	33.6	33.6	33.6	33.7	33.9	34.3	35.5	37.9	44.9	120.6	223.2
750	31.6	31.6	31.6	31.6	31.7	31.8	32.0	32.3	33.6	36.3	45.2	202.5	258.3
700	29.7	29.7	29.7	29.7	29.8	29.9	30.1	30.4	31.8	35.0	47.5°	252.8	285.1
650	27.8	27.8	27.9	27.9	27.9	28.0	28.2	28.6	30.1	34.1	55.7	304.3	326.7
600	26.0	26.0	26.1	26.1	26.1	26.2	26.4	26.9	28.7	34.1	301.9	333.7	349.3
550	24.3	24.3	24.3	24.3	24.4	24.5	24.7	25.2	27.5	36.1	333.7	356.1	368.0
500	22.6	22.6	22.6	22.6	22.7	22.8	23.0	23.6	26.9	350.8	357.4	373.8	383.6
450	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.2	21.4	22.3	368.1	370.6	375.3	387.9	396.5
400	19.4	19.4	19.4	19.4	19.5	19.6	20.0	21.3	383.0	384.9	388.5	398.6	406.4
350	17.9	17.9	17.9	17.9	18.0	18.2	18.8	19.2	392.0	392.9	394.4	397.4	406.1
300	16.5	16.5	16.5	16.5	16.6	16.9	19.6	20.0	397.2	398.0	399.3	402.0	409.9
250	15.1	15.1	15.1	15.2	15.3	396.9	397.0	397.3	398.1	399.4	402.1	409.7	415.8
200	13.8	13.8	13.9	14.0	391.6	391.8	392.1	393.0	394.4	397.2	404.9	410.6	410.6
150	12.7	12.7	380.5	380.5	380.6	380.7	380.8	381.1	382.1	383.7	386.7	394.7	400.3
100	303.3	363.3	363.3	363.3	363.3	363.4	363.6	363.9	365.0	366.6	369.8	378.3	384.1
50	339.1	339.1	339.1	339.1	339.2	339.3	339.4	339.8	340.8	342.5	345.7	354.6	361.0
32	328.6	328.6	328.6	328.6	328.6	328.7	328.9	329.2	330.3	331.9	335.1	344.1	350.8

° Critical point.

Sumber : Referensi 24, halaman E-25

10. SIFAT-SIFAT AIR : CAIRAN DAN UAP JENUH

t, °C	Tekanan jenuh, kPa	Volume spesifik, m³/kg		Entalpi kJ/kg		Entropi, kJ/kg · K	
		Cairan	Gas	Cairan	Gas	Cairan	Gas
0	0,6108	0,0010002	206,3	- 0,04	2501,6	-0,0002	9,1577
2	0,7055	0,0010001	179,9	8,39	2505,2	0,0306	9,1047
4	0,8129	0,0010000	157,3	16,80	2508,9	0,0611	9,0526
6	0,9345	0,0010000	137,8	25,21	2512,6	0,0913	9,0015
8	1,0720	0,0010001	121,0	33,60	2516,2	0,1213	8,9513
10	1,2270	0,0010003	106,4	41,99	2519,9	0,1510	8,9020
12	1,4014	0,0010004	93,84	50,38	2523,6	0,1805	8,8536
14	1,5973	0,0010007	82,90	58,75	2527,2	0,2098	8,8060
16	1,8168	0,0010010	73,38	67,13	2530,9	0,2388	8,7593
18	2,062	0,0010013	65,09	75,50	2534,5	0,2677	8,7135
20	2,337	0,0010017	57,84	83,86	2538,2	0,2963	8,6684
22	2,642	0,0010022	51,49	92,23	2541,8	0,3247	8,6241
24	2,982	0,0010026	45,93	100,59	2545,5	0,3530	8,5806
26	3,360	0,0010032	41,03	108,95	2549,1	0,3810	8,5379
28	3,778	0,0010037	36,73	117,31	2552,7	0,4088	8,4959
30	4,241	0,0010043	32,93	125,66	2556,4	0,4365	8,4546
32	4,753	0,0010049	29,57	134,02	2560,0	0,4640	8,4140
34	5,318	0,0010056	26,60	142,38	2563,6	0,4913	8,3740
36	5,940	0,0010063	23,97	150,74	2567,2	0,5184	8,3348
38	6,624	0,0010070	21,63	159,09	2570,8	0,5453	8,2962
40	7,375	0,0010078	19,55	167,45	2574,4	0,5721	8,2583
42	8,198	0,0010086	17,69	175,31	2577,9	0,5987	8,2209
44	9,100	0,0010094	16,04	184,17	2581,5	0,6252	8,1842
46	10,086	0,0010103	14,56	192,53	2585,1	0,6514	8,1481
48	11,162	0,0010112	13,23	200,89	2588,6	0,6776	8,1125
50	12,335	0,0010121	12,05	209,26	2592,2	0,7035	8,0776
52	13,613	0,0010131	10,98	217,62	2595,7	0,7293	8,0432
54	15,002	0,0010140	10,02	225,98	2599,2	0,7550	8,0093
56	16,511	0,0010150	9,159	234,35	2602,7	0,7804	7,9759
58	18,147	0,0010161	8,381	242,72	2606,2	0,8058	7,9431
60	19,920	0,0010171	7,679	251,09	2609,7	0,8310	7,9108
62	21,84	0,0010182	7,044	259,46	2613,2	0,8560	7,8790
64	23,91	0,0010193	6,469	267,84	2616,6	0,8809	7,8477
66	26,15	0,0010205	5,948	276,21	2620,1	0,9057	7,8168
68	28,56	0,0010217	5,476	284,59	2623,5	0,9303	7,7864
70	31,16	0,0010228	5,046	292,97	2626,9	0,9548	7,7565

10. SIFAT-SIFAT AIR : CAIRAN DAN UAP JENUH (lanjutan)

$t, ^\circ\text{C}$	Tekanan jenuh, kPa	Volume spesifik, m^3/kg		Entalpi, kJ/kg		Entropi, kJ/kg · K	
		Cairan	Gas	Cairan	Gas	Cairan	Gas
72	33,96	0,0010241	4,646	301,35	2630,3	0,9792	7,7270
74	36,96	0,0010253	4,300	309,74	2633,7	1,0034	7,6979
76	40,19	0,0010266	3,976	318,13	2637,1	1,0275	7,6693
78	43,65	0,0010279	3,680	326,52	2640,4	1,0514	7,6410
80	47,36	0,0010292	3,409	334,92	2643,8	1,0753	7,6132
82	51,33	0,0010305	3,162	343,31	2647,1	1,0990	7,5850
84	55,57	0,0010319	2,935	351,71	2650,4	1,1225	7,5588
86	60,11	0,0010333	2,727	360,12	2653,6	1,1460	7,5321
88	64,95	0,0010347	2,536	368,53	2656,9	1,1693	7,5058
90	70,11	0,0010361	2,361	376,94	2660,1	1,1925	7,4799
92	75,61	0,0010376	2,200	385,36	2663,4	1,2156	7,4543
94	81,46	0,0010391	2,052	393,78	2666,6	1,2386	7,4291
96	87,69	0,0010406	1,915	402,20	2669,7	1,2615	7,4042
98	94,30	0,0010421	1,789	410,63	2672,9	1,2842	7,3796
100	101,33	0,0010437	1,673	419,06	2676,0	1,3069	7,3554
102	108,78	0,0010453	1,566	427,50	2679,1	1,3294	7,3315
104	116,68	0,0010469	1,466	435,95	2682,2	1,3518	7,3078
106	125,04	0,0010485	1,374	444,40	2685,3	1,3742	7,2845
108	133,90	0,0010502	1,289	452,85	2688,3	1,3964	7,2615
110	143,26	0,0010519	1,210	461,32	2691,3	1,4185	7,2388
112	153,16	0,0010536	1,137	469,78	2694,3	1,4405	7,2164
114	163,62	0,0010553	1,069	478,26	2697,2	1,4624	7,1942
116	174,65	0,0010571	1,005	486,74	2700,2	1,4842	7,1723
118	186,28	0,0010588	0,9463	495,23	2703,1	1,5060	7,1507
120	198,54	0,0010606	0,8915	503,72	2706,0	1,5276	7,1293

Sumber : Referensi 20, halaman 389 - 390

11. SIFAT-SIFAT THERMODYNAMIK UDARA LEMBAB JENUH PADA TEKANAN ATMOSFER

<i>t, °C</i>	Tekanan gas, kPa	Perbandingan kelembaban, kg/kg	Volume spesifik, m ³ /kg	Entalpi, kJ/kg
-40	0,01283	0,000079	0,6597	-40,041
-35	0,02233	0,000138	0,6740	-34,868
-30	0,03798	0,000234	0,6884	-29,600
-25	0,06324	0,000390	0,7028	-24,187
-20	0,10318	0,000637	0,7173	-18,546
-18	0,12482	0,000771	0,7231	-16,203
-16	0,15056	0,000930	0,7290	-13,795
-14	0,18107	0,001119	0,7349	-11,314
-12	0,21716	0,001342	0,7409	-8,745
-10	0,25971	0,001606	0,7469	-6,073
-8	0,30975	0,001916	0,7529	-3,285
-6	0,36846	0,002280	0,7591	-0,360
-4	0,43716	0,002707	0,7653	2,724
-2	0,51735	0,003206	0,7716	5,991
0	0,61072	0,003788	0,7781	9,470
1	0,65666	0,004047	0,7813	11,200
2	0,7055	0,00438	0,7845	12,978
3	0,7575	0,00471	0,7878	14,807
4	0,8130	0,00505	0,7911	16,692
5	0,8719	0,00542	0,7944	18,634
6	0,9347	0,00582	0,7978	20,639
7	1,0013	0,00624	0,8012	22,708
8	1,0722	0,00668	0,8046	24,848
9	1,1474	0,00716	0,8081	27,059
10	1,2272	0,00766	0,8116	29,348
11	1,3119	0,00820	0,8152	31,716
12	1,4017	0,00876	0,8188	34,172
13	1,4969	0,00937	0,8225	36,719
14	1,5977	0,01001	0,8262	39,362
15	1,7044	0,01069	0,8300	42,105
16	1,8173	0,01141	0,8338	44,955
17	1,9367	0,01218	0,8377	47,918
18	2,0630	0,01299	0,8417	50,998
19	2,1964	0,01384	0,8457	54,205
20	2,3373	0,01475	0,8498	57,544
21	2,4861	0,01572	0,8540	61,021
22	2,6431	0,01674	0,8583	64,646
23	2,8086	0,01781	0,8626	68,425
24	2,9832	0,01896	0,8671	72,366
25	3,1671	0,02016	0,8716	76,481
26	3,3609	0,02144	0,8763	80,777
27	3,5649	0,02279	0,8811	85,263
28	3,7797	0,02422	0,8860	89,952
29	4,0055	0,02572	0,8910	94,851
30	4,2431	0,02732	0,8961	99,977

11. SIFAT-SIFAT THERMODYNAMIK UDARA LEMBAB JENUH PADA TEKANAN ATMOSFER (lanjutan)

<i>t, °C</i>	Tekanan gas, kPa	Perbandingan kelembaban, kg/kg	Volume spesifik, m ³ /kg	Entalpi, kJ/kg
31	4,4928	0,02900	0,9014	105,337
32	4,7552	0,03078	0,9068	110,946
33	5,0308	0,03266	0,9124	116,819
34	5,3201	0,03464	0,9182	122,968
35	5,6237	0,03674	0,9241	129,411
36	5,9423	0,03895	0,9302	136,161
37	6,2764	0,04129	0,9365	143,239
38	6,6265	0,04376	0,9430	150,660
39	6,9935	0,04636	0,9497	158,445
40	7,3778	0,04911	0,9567	166,615
41	7,7803	0,05202	0,9639	175,192
42	8,2016	0,05509	0,9713	184,200
43	8,6424	0,05833	0,9790	193,662
44	9,1036	0,06176	0,9871	203,610
45	9,5856	0,06537	0,9954	214,067
46	10,0896	0,06920	1,0040	225,068
47	10,6161	0,07324	1,0130	236,643
48	11,1659	0,07751	1,0224	248,828
49	11,7402	0,08202	1,0322	261,667
50	12,3397	0,08680	1,0424	275,198
52	13,6176	0,09720	1,0641	304,512
54	15,0072	0,10887	1,0879	337,182
56	16,5163	0,12198	1,1141	373,679
58	18,1531	0,13674	1,1429	414,572
60	19,9263	0,15341	1,1749	460,536
62	21,8447	0,17228	1,2105	512,391
64	23,9184	0,19375	1,2504	571,144
66	26,1565	0,21825	1,2953	638,003
68	28,5701	0,24638	1,3462	714,531
70	31,1693	0,27884	1,4043	802,643
75	38,5562	0,38587	1,5925	1092,010
80	47,3670	0,55201	1,8792	1539,414
85	57,8096	0,83634	2,3633	2302,878
90	70,1140	1,41604	3,3412	3856,547

Sumber : Referensi 20, halaman 391 - 392

12. SIFAT-SIFAT THERMOFISIK LOGAM PADAT

COMPOSITION	MELTING POINT (K)	PROPERTIES AT 300K				PROPERTIES AT VARIOUS TEMPERATURES (K)									
		ρ (kg/m ³)	c_p (J/kg · K)	k (W/m · K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	k (W/m · K) / c_p (J/kg · K)									
						100	200	400	600	800	1000	1200	1500	2000	2500
Aluminum															
Pure	933	2702	903	237	97.1	302	237	240	231	218					
Alloy 2024-T6 (4.5% Cu, 1.5% Mg, 0.6% Mn)	775	2770	875	177	73.0	482	798	949	1033	1146					
Alloy 195, Cast (4.5% Cu)		2790	883	168	68.2			174	185						
Beryllium	1550	1850	1825	200	59.2	990	301	161	126	106	90.8	78.7			
Bismuth	545	9780	122	7.86	6.59	203	1114	2191	2604	2823	3018	3227	3519		
Boron	2573	2500	1107	27.0	9.76	190	55.5	16.8	10.6	9.60	9.85				
Cadmium	594	8650	231	96.8	48.4	203	99.3	94.7							
Chromium	2118	7160	449	93.7	29.1	159	111	90.9	80.7	71.3	65.4	61.9	57.2	49.4	
Cobalt	1769	8862	421	99.2	26.6	167	122	85.4	67.4	58.2	52.1	49.3	42.5		
Copper						236	379	450	503	550	628	733	674		
Pure	1358	8933	385	401		117	482	413	393	379	366	352	339		
Commercial bronze (90% Cu, 10% Al)	1293	8800	420	52		252	356	397	417	433	451	480			
Phosphor gear bronze (89% Cu, 11% Sn)	1104	8780	355	54		17	41	65	74						
Cartridge brass (70% Cu, 30% Zn)	1188	8530	380	110		33.9	75	95	137	149					
Constantan (55% Cu, 45% Ni)	1493	8920	384	23		6.71	17	19							
Germanium	1211	5360	322	59.9		34.7	232	96.8	43.2	27.3	19.8	17.4	17.4		
Gold	1336	19300	129	317		127	327	323	311	298	284	270	255		
Iridium	2720	22500	130	147		50.3	172	153	144	138	132	126	120	111	
Iron						90	122	133	138	144	153	161	172		
Pure	1810	7870	447	80.2		23.1	134	94.0	69.5	54.7	43.3	32.8	28.3	32.1	
Armco (99.75% pure)		7870	447	72.7		20.7	95.6	80.6	65.7	53.1	42.2	32.3	28.7	31.4	
Carbon steels							215	384	490	574	680	975	609	654	
Plain carbon (Mn ≤ 1%, Si ≤ 0.1%)		7854	434	60.5		17.7			56.7	48.0	39.2	30.0			
AISI 1010		7832	434	63.9		18.8			487	559	685	1169			
Carbon-silicon (Mn ≤ 1%, 0.1% < Si ≤ 0.6%)		7817	446	51.9		14.9			49.8	44.0	37.4	29.3			
Carbon-manganese-silicon (1% < Mn ≤ 1.65%, 0.1% < Si ≤ 0.6%)		8131	434	41.0		11.6			501	582	699	971			
									42.2	39.7	35.0	27.6			
									487	559	685	1090			

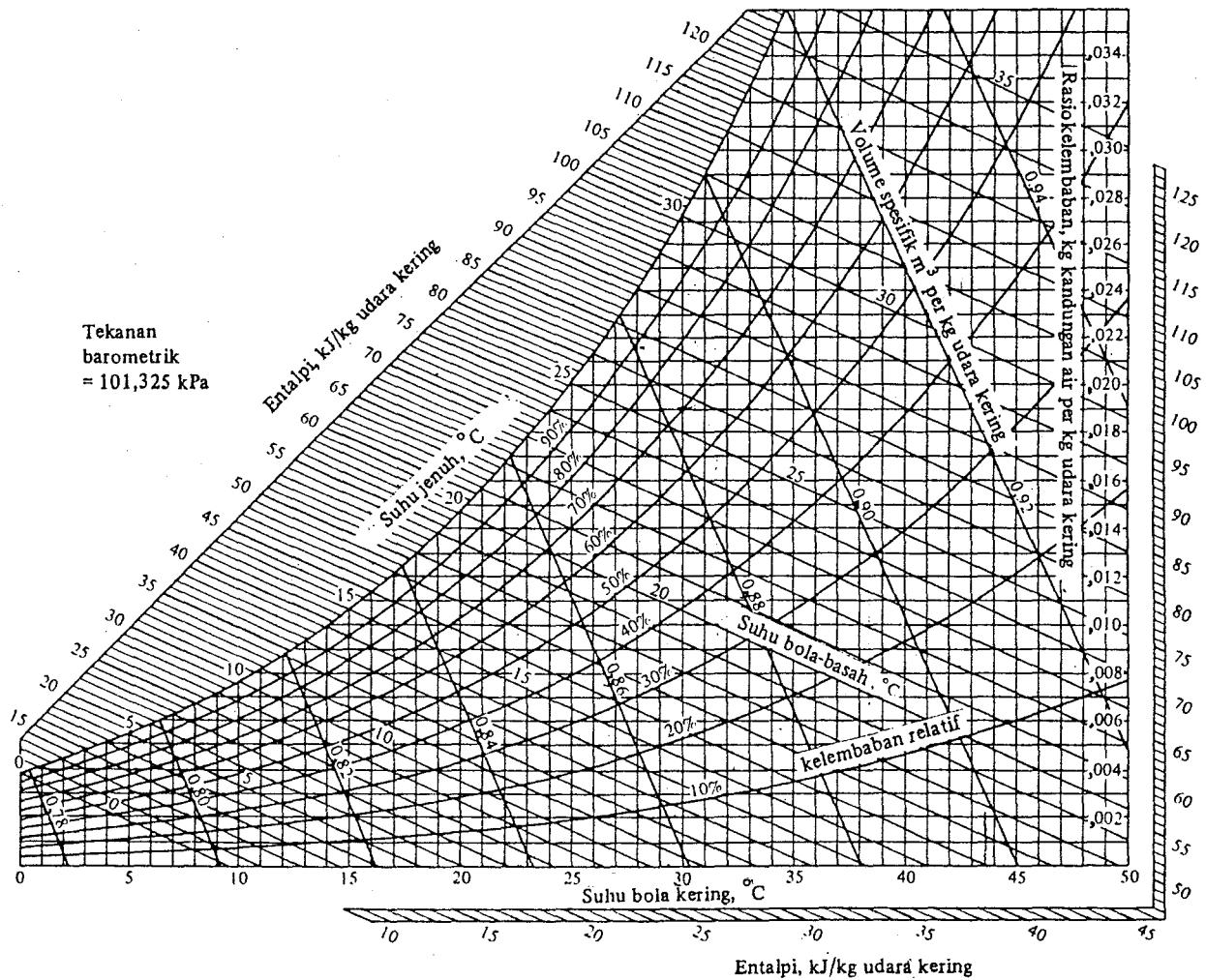
Sumber : Referensi 11, halaman 755

13. SIFAT-SIFAT THERMOSIK MATERIAL UMUM

DESCRIPTION/COMPOSITION	TYPICAL PROPERTIES AT 300 K		
	DENSITY, ρ (kg/m ³)	THERMAL CONDUCTIVITY, k (W/m · K)	SPECIFIC HEAT, c_p (J/kg · K)
Building Boards			
Asbestos-cement board	1,920	0.58	—
Gypsum or plaster board	800	0.17	—
Plywood	545	0.12	1,215
Sheathing, regular density	290	0.055	1,300
Acoustic tile	290	0.058	1,340
Hardboard, siding	640	0.094	1,170
Hardboard, high density	1,010	0.15	1,380
Particle board, low density	590	0.078	1,300
Particle board, high density	1,000	0.170	1,300
Woods			
Hardwoods (oak, maple)	720	0.16	1,255
Softwoods (fir, pine)	510	0.12	1,380
Masonry Materials			
Cement mortar	1,860	0.72	780
Brick, common	1,920	0.72	835
Brick, face	2,083	1.3	—
Clay tile, hollow			
1 cell deep, 10 cm thick	—	0.52	—
3 cells deep, 30 cm thick	—	0.69	—
Concrete block, 3 oval cores			
sand/gravel, 20 cm thick	—	1.0	—
cinder aggregate, 20 cm thick	—	0.67	—
Concrete block, rectangular core			
2 cores, 20 cm thick, 16 kg	—	1.1	—
same with filled cores	—	0.60	—
Plastering Materials			
Cement plaster, sand aggregate	1,860	0.72	—
Gypsum plaster, sand aggregate	1,680	0.22	1,085
Gypsum plaster, vermiculite aggregate	720	0.25	—

Sumber : Referensi 11, halaman 761

14. DIAGRAM PSIROMETRIK



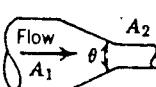
Sumber : Referensi 20, halaman 39

15. FAKTOR-FAKTOR PENGOTORAN REPRESENTATIF

FLUID	$R_f'' (\text{m}^2 \cdot \text{K}/\text{W})$
Seawater and treated boiler feedwater (below 50°C)	0.0001
Seawater and treated boiler feedwater (above 50°C)	0.0002
River water (below 50°C)	0.0002–0.001
Fuel oil	0.0009
Refrigerating liquids	0.0002
Steam (nonoil bearing)	0.0001

Sumber : Referensi 11, halaman 505

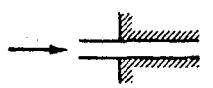
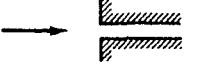
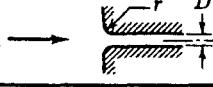
16. KOEFISIEN KERUGIAN MINOR UNTUK KONTRAKSI BERTINGKAT (PENAMPANG BULAT DAN SEGI EMPAT)

Loss Coefficient, K^a							
Included Angle, θ , Degrees							
A_2/A_1	10	15–40	50–60	90	120	150	180
Flow 	0.50	0.05	0.05	0.06	0.12	0.18	0.24
	0.25	-0.05	0.04	0.07	0.17	0.27	0.35
	0.10	0.05	0.05	0.08	0.19	0.29	0.37
							0.43

^a Based on $h_L = K(\bar{V}_1^2/2)$.

Sumber : Referensi 7, halaman 367

17. KOEFISIEN KERUGIAN MINOR UNTUK MASUKAN PIPA

Entrance Type		Minor Loss Coefficient, K^*								
Reentrant		0.78								
Square-edged		0.5								
Rounded		<table border="1"> <thead> <tr> <th>r/D</th> <th>0.02</th> <th>0.06</th> <th>≥ 0.15</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>K</td> <td>0.28</td> <td>0.15</td> <td>0.04</td> </tr> </tbody> </table>	r/D	0.02	0.06	≥ 0.15	K	0.28	0.15	0.04
r/D	0.02	0.06	≥ 0.15							
K	0.28	0.15	0.04							

* Based on $h_m = K(\bar{V}^2/2)$, where \bar{V} is the mean velocity in the pipe.

Sumber : Referensi 7, halaman 366

18. PANJANG EKIVALEN TAK BERDIMENSI REPRESENTATIF (L_e/D) UNTUK KATUP DAN SAMBUNGAN

Fitting Type	Equivalent Length, ^a L_e/D
Valves (fully open)	
Gate valve	8
Globe valve	340
Angle valve	150
Ball valve	3
Lift check valve: globe lift	600
: angle lift	55
Foot valve with strainer: poppet disk	420
: hinged disk	75
Standard elbow: 90°	30
: 45°	16
Return bend, close pattern	50
Standard tee: flow through run	20
: flow through branch	60

* Based on $h_{l_e} = f \frac{L_e}{D} \frac{\bar{V}^2}{2}$

Sumber : Referensi 7, halaman 371