



TUGAS AKHIR - TM 090340

**PENGARUH BUKAAN CEROBONG OVEN
TERHADAP KADAR AIR YANG HILANG PADA
PROSES PENGERINGAN KULIT SAPI UNTUK
BAHAN KRUPUK RAMBAK**

AMIR HAMZAH
NRP 2110 030 004

Dosen Pembimbing :
Ir. Joko Sarsetiyanto, MT.

PROGRAM STUDI DIPLOMA III
JURUSAN TEKNIK MESIN
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2014



FINAL PROJECT - TM 090340

**THE EFFECT OF DRYER FLUE OPENINGS
AGAINST MOISTURE LOST ON COWHIDE
DRYING PROCESS FOR RAMBAK CRACKER
INGREDIENTS**

AMIR HAMZAH
NRP 2110 030 004

Counsellar Lecture :
Ir. Joko Sarsetiyanto,MT.

STUDY PROGRAM DIPLOMA III
MECHANICAL ENGINEERING DEPARTEMENT
Faculty Of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute Of Technology
Surabaya 2014

LEMBAR PENGESAHAN

PENGARUH BUKAAN CEROBONG OVEN TERHADAP KADAR AIR YANG HILANG PADA PROSES PENGERINGAN KULIT SAPI UNTUK BAHAN KRUPUK RAMBAK

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Mmemenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
Pada
Bidang Studi Konversi Energi
Program Studi D III Teknik Mesin
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Amir Hamzah
NRP 2110030004

Disetujui Oleh :

Ir. Joko Sarsetyanto, MT.

NIP. 19610602 198701 1 001

(Dosen Pembimbing)



**SURABAYA
JULI, 2014**

THE EFFECT OF DRYER FLUE OPENINGS AGAINST MOISTURE LOST ON COWHIDE DRYING PROCESS FOR RAMBAK CRACKER INGREDIENTS

Name of Student : Amir Hamzah
NRP : 2110 030 004
Department : D3 Mechanical Engineering FTI-ITS
Counselor Lecturer : Ir. Joko Sarsetiyanto, MT.

Abstract

In general, the industry that produces rambak cowhide crackers still use the sun's heat source for drying. Drying rambak cowhide in the traditional way takes more than two days and is very dependent on the weather but it is also prone to contamination by dust and others.

Dryers that equipped with air chimneys and heat sourced from LPG does not require a long time to dry rambak cowhide and avoid polluted products from dust. But we do not know a great influence on the amount of flue openings moisture lost from the material. Therefore we do this experiment with opening air chimney parameter, heat loss value, and efficiency.

The experimental results showed that the dryer is capable of drying cowhide within 12 hours to achieve a moisture content of 1,64%, (based on the literature number 5, the moisture content in the dry matter cowhide <5%) at 100% variation of the chimney opening. Initial moisture content of wet cowhide is 19,575% while the final moisture content of dried cow hide 9,988%. At position ,W, Qevap at 1008,786 W, 1079,997 W of Qin, and an efficiency is 93.41%. While the greatest efficiency in the flue openings variation of 0%. and this position, the moisture content can reach 1,677%.

Keywords : Rambak Cowhide Dryer

PENGARUH BUKAAN CEROBONG OVEN TERHADAP KADAR AIR YANG HILANG PADA PROSES PENGERINGAN KULIT SAPI UNTUK BAHAN KRUPUK RAMBAK

Nama Mahasiswa : Amir Hamzah
NRP : 2110 030 004
Jurusan : D3 Teknik Mesin FTI – ITS
Dosen Pembimbing : Ir. Joko Sarsetiyanto, MT

Abstrak

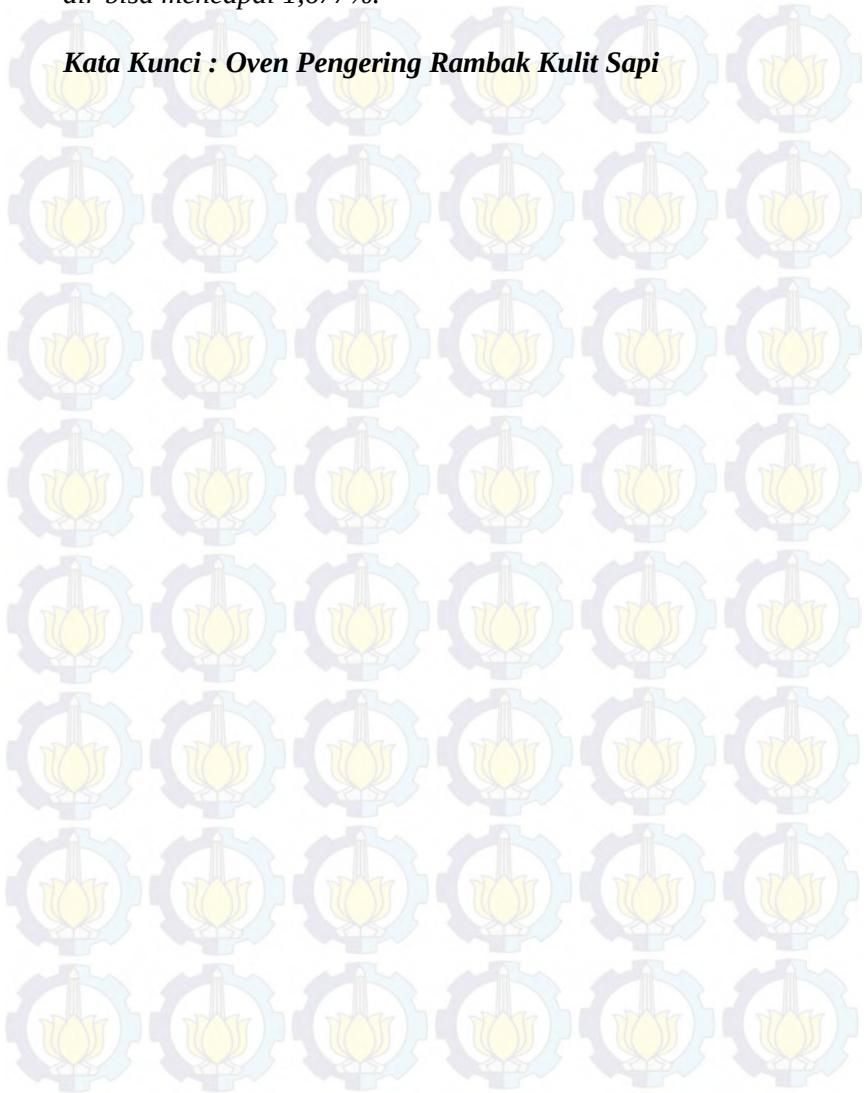
Pada umumnya industri yang memproduksi makanan ringan rambak kulit sapi masih banyak menggunakan sumber panas matahari untuk proses pengeringan. Pengeringan rambak kulit sapi dengan cara tradisional membutuhkan waktu lebih dari dua hari dan sangat bergantung pada cuaca selain itu juga rawan adanya kontaminasi dengan debu dan lain-lain.

Pengering yang dilengkapi dengan cerobong udara dan bersumber panas dari LPG tidak membutuhkan waktu yang lama untuk mengeringkan rambak kulit sapi dan menghindari tercemarnya produk pada debu. Namun kita tidak tahu pengaruh besar bukaan cerobong terhadap banyaknya kadar air yang hilang dari bahan. Oleh karena itu kami melakukan percobaan ini dengan parameter besar bukaan cerobong, besar kerugian panas, dan efisiensi.

Hasil percobaan menunjukkan bahwa alat pengering ini mampu mengeringkan kulit sapi dalam waktu 12 jam hingga mencapai kadar air 1,64%,(berdasarkan literatur nomor 5, kadar air pada bahan kering kulit sapi <5%) pada variasi bukaan cerobong 100%. Kadar air awal kulit sapi basah sebesar 19,575% sedangkan Kadar air akhir kulit sapi kering sebesar 9,988%. Pada posisi bukaan cerobong 100% Nilai Q_{loss} total sebesar 97,864 W, Q_{evap} sebesar 1008,786 W, Q_{in} sebesar 1079,997 W, dan efisiensi sebesar 93,41%. Sedangkan efisiensi terbesar

terjadi pada variasi bukaan cerobong 0%. dan posisi ini, kadar air bisa mencapai 1,677%.

Kata Kunci : Oven Pengering Rambak Kulit Sapi



KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunianya, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir ini yang berjudul:

“PENGARUH BUKAAN CEROBONG OVEN TERHADAP KADAR AIR YANG HILANG PADA PROSES PENGERINGAN KULIT SAPI UNTUK BAHAN KRUPUK RAMBAK”

Dalam penyusunan Tugas Akhir ini saya telah mendapat bantuan dari berbagai pihak baik secara moril dan materi, sehingga dalam pembuatan laporan ini, saya dengan hormat mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Joko Sarsetiyanto, MT selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang banyak memberikan saran, masukan dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
2. Ibu Liza Rusdiyana, MT selaku Koordinator Tugas Akhir program studi D3 Teknik Mesin FTI-ITS.
3. Bapak Ir. Suhariyanto, MT selaku koordinator program studi D3 Teknik Mesin FTI-ITS.
4. Ibu Ir. Sri Bangun, MT. selaku Dosen Wali yang telah memberikan saran dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
5. Bapak Adam dan Ibu Suryani selaku Orang tua penulis yang senantiasa memberikan do'a restu, kasih sayang dan dukungan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
6. Sahabat terbaik Faris Rahmat Romadhon, Andika Dwi Muttakim, Novel Yudha Praseda, Dimas Tofa Rachmadi, Arif Rakhman Cahyono, Miftah Ilhami, dan Erwan Apriliyanyang selalu memberikan semangat dan doanya.
7. Teman-teman seperjuangan angkatan 2010 atas kebersamaannya selama kuliah di D3 Teknik Mesin FTI-ITS.

8. Semua pihak yang belum saya sebutkan yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih begitu banyak kekurangannya, oleh karena itu kritik dan saran sangat diharapkan demi kesempurnaan Tugas Akhir ini. Akhir kata, penyusun berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membacanya.

Surabaya, 27 Juni 2014

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Lembar Pengesahan.....	ii
Abstrak.....	iv
Kata Pengantar.....	vi
Daftar Isi.....	viii
Daftar Gambar.....	xii
Daftar Tabel.....	xiii

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan Penelitian.....	2
1.4 Manfaat Penelitian.....	3
1.5 Batasan Masalah.....	3
1.6 Metode Penelitian.....	3
1.7 Sistematika Penulisan.....	4

BAB II DASAR TEORI

2.1 Kajian Pustaka.....	7
2.2 Pengertian Perpindahan Panas.....	7
2.2.1 Perpindahan Panas Konduksi.....	8
2.2.2 Perpindahan Panas Konveksi.....	14
2.2.3 Perpindahan Panas Gabungan.....	20
2.2.4 Aliran Laminar dan Turbulen.....	22
2.2.5 Tekanan Statis, Stagnasi dan Dinamis.....	23
2.2.6 Rapat Massa dan Volume Spesifik.....	26
2.2.7 Kalor Spesifik.....	26
2.2.8 Perpindahan Massa.....	26
2.2.9 Difusi pada Lapisan Permeabel.....	27
2.2.10 Kekekalan Energi.....	28
2.2.11 Kekekalan Energi Volume Atur.....	28
2.2.12 Keseimbangan Energi Permukaan.....	28
2.2.13 Perpindahan Panas Kalor Sensibel dan Kalor Laten.....	29

2.1.14 Kalor Sensible (<i>Sensible Heat</i>).....	29
2.1.15 Kalor Laten (<i>Latent Heat</i>).....	30
2.3 Proses Pengeringan.....	31
2.3.1 Neraca Kalor Pada Proses Pengeringan.....	35
2.3.2 Kerugian Panas Pada Dinding ($Q_{\text{loss dinding}}$)	35
2.3.3 Panas yang Keluar dari Pengering ($Q_{\text{eksfiltrasi}}$)	39
2.3.4 Laju perpindahan Panas yang masuk ke pengering ($Q_{\text{infiltrasi}}$)	40
2.3.5 Kerugian Panas total yang keluar dari pengering ($Q_{\text{loss tot}}$)	40
2.3.6 Panas yang masuk ke pengering (Q_{in})	40
2.3.7 Laju perpindahan panas untuk menghilangkan kadar air pada produk (Q_{evap})	40
2.3.8 Kadar Air yang Dikeluarkan Produk (%)	41

BAB III METODOLOGI

3.1 Langkah-langkah mendapatkan parameter.....	43
3.2 Benda Uji.....	44
3.3 Peralatan ukur untuk pengujian	45
3.4 Prosedur Percobaan.	48
3.4.1 Tahap Persiapan Pengujian.....	48
3.4.2 Tahap penyalaan alat	48
3.4.3 Tahap pengambilan data.....	49
3.5 Diagram Alir Tugas Akhir.....	51

BAB IV ANALISIS PERHITUNGAN

4.1 Data Spesifikasi Alat.	53
4.2 Perhitungan Laju Perpindahan Panas yang dibutuhkan di Oven.	54
4.2.1 Perhitungan ($Q_{\text{lossdinding}}$ (W)).	55
4.2.1.1 Koefisien Konveksi pada plat ruang oven	55
4.2.1.2 Koefisien Konveksi pada plat ruang bakar	66
4.2.1.3 $Q_{\text{loss dinding}}$ Ruang oven.....	74
4.2.1.4 $Q_{\text{loss dinding}}$ Ruang Bakar	78
4.2.2 Perhitungan ($Q_{\text{eksfiltrasi}}$ (W)).	82
4.2.3 Perhitungan ($Q_{\text{infiltrasi}}$ (W)).	85
4.2.4 Perhitungan ($Q_{\text{loss Total}}$ (W)).	89

4.2.5 Perhitungan (Q_{in} (W)).....	90
4.2.6 Perhitungan (Q_{evap} (W)).....	92
4.2.7 Perhitungan Persentase Kadar Air yang dikeluarkan Kulit Sapi (%).....	93
4.2.8 Efisiensi Kinerja Oven	95

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....	97
5.2 Saran.....	98

DAFTAR PUSTAKA.....	99
----------------------------	-----------

LAMPIRAN

BIODATA

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Perpindahan Panas konduksi, konveksi dan Radiasi.	8
Gambar 2.2 Perpindahan Panas konduksi dengan diffusi energi akibat aktivitas molekuler.	9
Gambar 2.3 Konduksi satu dimensi steady state.	10
Gambar 2.4 Perpindahan Panas pada Dinding Datar.	11
Gambar 2.5 Pertumbuhan lapisan batas pada perpindahan panas konveksi.	14
Gambar 2.6 Perpindahan Panas Konveksi.	18
Gambar 2.7 Perpindahan panas antara konduksi dengan Konveksi.	21
Gambar 2.8 Pengembangan lapisan batas kecepatan pada plat datar.	22
Gambar 2.9 Pengukuran Tekanan Statis.	23
Gambar 2.10 Pengukuran Tekanan Stagnasi Pengukuran serempak dari tekanan statis dan tekanan stagnasi.	24
Gambar 2.11 Tabung Pitot.	25
Gambar 2.12 Difusi pada lapisan permeabel.	27
Gambar 2.13 Kekekalan energi volume atur.	28
Gambar 2.14 Kekekalan energi permukaan sebuah media.	29
Gambar 2.15 Energi yang dibutuhkan untuk merubah temperatur dan fase air.	30
Gambar 2.16 Neraca Kalor Pada Proses Pengeringan Dengan Oven.	38
Gambar 2.17 Perpindahan Panas Pada Dinding Berlapis Seri	39
Gambar 3.1 <i>Thermometer</i>	45
Gambar 3.2 Anemometer.	46
Gambar 3.3 Timbangan.	46
Gambar 3.4 Proses penimbangan tabung gas LPG.	47
Gambar 3.5 Higrometer.	47
Gambar 3.6 Penataan irisan kulit sapi pada Rak.	48

Gambar 3.7 Pengaturan lubang cerobong udara.....	49
Gambar 3.8 <i>FlowChart</i> Pengerjaan Tugas Akhir.....	51
Gambar 4.1 Perpindahan panas pada dinding berlapis seri.	74
Gambar 4.2 Q_{loss} dinding ruang oven.	80
Gambar 4.3 Q_{loss} dinding Ruang bakar.	81
Gambar 4.4 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap $Q_{\text{loss Dinding}}$	82
Gambar 4.5 Qeksfiltrasi Tiap-tiap ruang.....	84
Gambar 4.6 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap $Q_{\text{eksfiltrasi total}}$	85
Gambar 4.7 $Q_{\text{Infiltrasi}}$ Tiap Ruang.	86
Gambar 4.8 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap $Q_{\text{eksfiltrasi total}}$	87
Gambar 4.9 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap $Q_{\text{loss total (W)}}$	90
Gambar 4.10 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap Q_{in}	91
Gambar 4.11 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap Q_{evap}	93
Gambar 4.12 Grafik Fungsi kadar air setiap bukaan cerobong	94
Gambar 4.13 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap Efisiensi (%).....	96

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1 Hasil Perhitungan $Q_{\text{loss dinding (W)}}$	82
Tabel 4.2 Kecepatan Udara di Cerobong ruang oven.....	83
Tabel 4.3 Hasil Perhitungan Panas yang Keluar dari pengering ($Q_{\text{eksfiltrasi}}$).	85
Tabel 4.4 Hasil Perhitungan perpindahan Panas yang masuk pengering. ($Q_{\text{infiltrasi}}$).	87
Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Kecepatan udara yang masuk pengering tiap Ruang.	88
Tabel 4.6 Hasil Perhitungan ($Q_{\text{loss total}}$).	89
Tabel 4.7 Hasil Perhitungan (Q_{in}).	91
Tabel 4.8 Hasil Perhitungan ($Q_{\text{evaporasi}}$).	92
Tabel 4.9 Hasil Perhitungan Kadar Air yng Dikeluarkan.....	94
Tabel 4.10 Hasil Perhitungan Kadar air bahan kering	95
Tabel 4.11 Hasil perhitungan Efisiensi kinerja oven.....	96

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Salah satu bahan makanan tradisional yang banyak digemari banyak orang adalah produk olahan kulit hewan seperti kulit kambing, kulit sapi dan kulit kelinci. Selain Kulit hewan digunakan sebagai bahan pakaian dan kebutuhan non pangan lainnya, masih banyak juga berbagai bentuk olahan makanan yang diperoleh dari kulit hewan misalnya saja kulit sapi bisa diolah menjadi cecek, Krupuk Rambak dll. Salah satu yang paling banyak digunakan untuk peluang bisnis dan banyak digemari masyarakat Indonesia adalah Krupuk Rambak kulit sapi karena sapi mudah dibudidayakan dan kebiasaan masyarakat Indonesia yang gemar mengonsumsi makanan ringan seperti krupuk. Peluang bisnis krupuk Rambak kulit sapi yang banyak diterapkan warga adalah *home industry* atau kerajinan rumah tangga, karena bisnis ini mempunyai pengaruh signifikan untuk meningkatkan perekonomian dan kesejahteraan masyarakat. Selain itu keberadaan *home industry* krupuk rambak kulit sapi juga menjadi bagian penting bagi masyarakat, yaitu guna melestarikan salah satu potensi lokal yang niscaya ditawarkan pada khalayak ramai, sebagai bagian dari jenis ritel makanan rumah tangga, rambak kulit sapi diharapkan tetap bersaing dalam mengembangkan potensi lokal yang sedang berkembang.

Namun, ada banyak persoalan yang menghambat proses pembuatan krupuk rambak kulit sapi, seperti proses pengeringan karena masih dilakukan secara manual atau alami di bawah terik matahari. Hal ini mempengaruhi waktu lamanya proses produksi khususnya pada musim penghujan.

Dengan berkembangnya teknologi di Indonesia, perludanya inovasi baru pada mesin pengering untuk mengatasi persoalan yang menghambat produksi Krupuk Rambak kulit sapi akibat cuaca yang tidak menentu. Dengan menggunakan oven pengering berbahan bakar gas LPG yang dilengkapi dengan

cerobong udara dan sistem control suhu otomatis arduino ini diharapkan dapat mempercepat dan mempermudah proses pengeringan. Kemudian dapat menghasilkan rambak kulit sapi yang higienis dan berkualitas.

1.2. Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang, maka penulis mengemukakan beberapa rumusan masalah yang dihadapi yaitu tentang pengaruh bukaan cerobong oven terhadap kadar air yang hilang pada kulit sapi untuk bahan kerupuk rambak. Oleh karena itu penulis menganalisa kinerja oven sebagai validasi terhadap hasil rancang bangun oven pengering kulit sapi untuk bahan kerupuk rambak.

1.3. Tujuan Penelitian

Dalam penelitian ini kami mempunyai maksud dan tujuan Menentukan besar Kerugian panas yang digunakan untuk mengeringkan bahan krupuk rambak melalui variasi bukaan cerobong 0% - 100% terbuka. dengan perhitungan neraca kalor pada oven (Qloss dinding, Qloss eksfiltrasi, Qevap, Q_{in} , dan Qloss pada ruang bakar), massa bahan bakar LPG yang digunakan dan efisiensi oven.

1.4. Manfaat Penelitian

Dalam penelitian ini diharapkan bahan yang dikeringkan tidak memerlukan waktu yang lama dan menghasilkan produk yang baik dan higienis.

Diharapkan kualitas priduk yang dikeringkan lebih bagus daripada menggunakan pengering alami atau memanfaatkan sinar matahari.

1.5. Batasan Masalah

Agar pembahasan masalah ini tidak terlalu melebar jauh dan terarah dengan benar, maka kami lakukan pembatasan masalah sebagai berikut :

1. Dalam perhitungan diasumsikan :
 - Kondisi steady state.
 - Permukaan plat penyerap rata.
 - Variasi bukaan cerobong dengan kondisi 0%, 25%, 50%, 75% dan 100% terbuka.
 - Efek radiasi diabaikan.
 - Temperatur dan kelembaban udara diluar pengering dianggap konstan.
2. Waktu pengeringan di asumsikan 12 jam
3. Penulis hanya membahas proses perpindahan panas dan perpindahan massa secara umum.
4. Penulis tidak membahas rancangan konstruksi alat dan system kontrol suhu otomatis yang sudah teinstalasi pada kompor.
5. Koefisien konveksi di dalam oven didekati dengan persamaan Aliran Internal pada dimensi Non Circular dan untuk koefisien konveksi di luar oven didekati dengan persamaan free convection.

1.6. Metode Penelitian

Metode penelitian yang digunakan penulis untuk mencapai tujuan penelitian dari Tugas Akhir ini adalah :

1. Studi Literatur

Untuk mendapatkan dasar-dasar teori yang mengacu pada tema dari tugas akhir ini. Diperoleh dengan mencari referensi pada buku, makalah, jurnal, dan buku tugas akhir yang berhubungan dengan Pengering makanan berbahan bakar gas dengan tujuan mendapatkan acuan untuk analisa dan perhitungan.

2. Studi Laboratorium

Melakukan pengujian di Workshop D3 Teknik Mesin dengan perlengkapan mesin dan alat ukur yang telah tersedia untuk mendapatkan data-data yang diperlukan.

3. *Analisa Data*

Dari hasil pengujian akan menghasilkan data-data aktual yang kemudian dianalisis untuk mengetahui dimensi yang dibutuhkan dengan Q_{in} , Q_{loss} , $Q_{evaporasi}$, $Q_{ekstraksi}$ dan $Q_{infiltrasi}$ yang telah dihitung.

1.7. Sistematika Penulisan

Agar alur pemikiran penulis dapat diikuti dan dipahami secara utuh maka laporan tugas akhir ini disusun berdasarkan sistematika penulisan yang bersifat umum adalah sebagai berikut

BAB I : PENDAHULUAN

Berisi tentang latar belakang permasalahan penyusunan tugas akhir, perumusan masalah, batasan masalah, tujuan penelitian, manfaat penelitian, metode penelitian dan sistematika penulisan.

BAB II : DASAR TEORI

Berisi teori-teori yang menunjang pelaksanaan penelitian, perhitungan dan pemecahan masalah yang berguna untuk analisa dan koreksi data yang telah diperoleh.

BAB III : METODOLOGI PENGUJIAN

Berisi tentang metode dan langkah-langkah yang akan dilakukan dalam penelitian serta alat-alat yang dipergunakan dalam pelaksanaan pengujian baik alat utama maupun alat-alat penunjang dan prosedur-prosedur pengujian.

BAB IV : DATA DAN ANALISA PENGUJIAN

Berisi data-data hasil pengujian yang telah didapatkan dan perhitungan yang berkaitan dengan rancang bangun alat.

BAB V : KESIMPULAN

Pada akhir pengerjaan Tugas Akhir ini akan didapatkan suatu kesimpulan yang menyatakan pernyataan akhir dari uraian dan penjelasan sebelumnya.

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN



BAB II

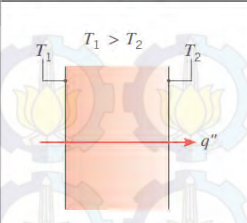
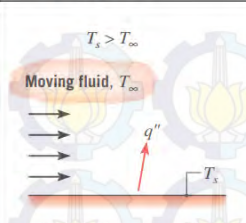
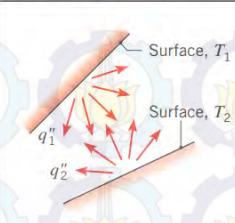
TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Kajian Pustaka

Berdasarkan penelitian sebelumnya yang sudah ada sesuai dengan alat yang sama dikerjakan oleh Novel Yudha Praseda dengan judul *“Perancangan system control mesin pengering rambak sapi dengan perangkat arduino”*. Penelitian yang dilakukan yaitu berupa perancangan system control pada mesin pengering kulit sapi untuk bahan kerupuk rambak yang proses pengeringannya menggunakan oven dengan temperature yang dapat di control atau dijaga temperature ruang ovennya supaya tetap konstan sesuai dengan parameter yang ada yaitu sekitar 55-60 °C menggunakan Perangkat arduino. Dan didapatkan referensi data yang diperlukan untuk melakukan analisis perhitungan yaitu pengaruh bukaan cerobong terhadap kadar air yang hilang.

2.2. Pengertian Perpindahan Panas

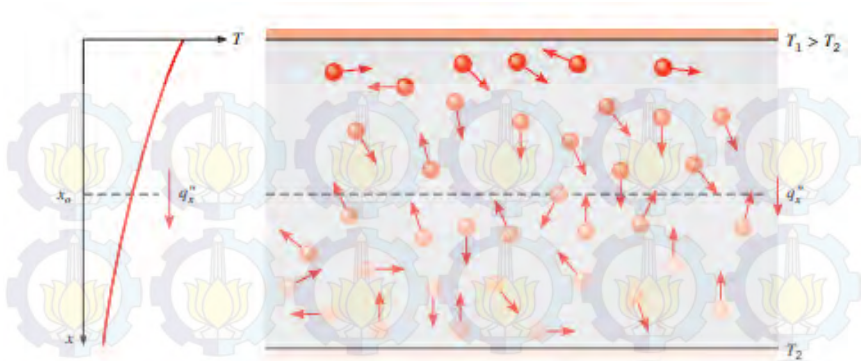
Perpindahan panas adalah perpindahan energi panas/kalor sebagai akibat adanya perbedaan temperatur. Jadi berdasarkan definisi tersebut jika ada perbedaan temperatur antara dua media, perpindahan panas pasti terjadi. Gambar 2.1 memperlihatkan perbedaan cara perpindahan panas berdasarkan mekanismenya . Cara perpindahan panas tersebut disebut modes of heat transfer. Jika ada gradient temperatur pada media yang diam, baik pada benda padat ataupun liquid perpindahan panas yang terjadi disebut konduksi. Jika ada gradient temperatur antara benda padat dengan liquid yang mengalir disekitarnya perpindahan panas yang terjadi disebut konveksi. Semua permukaan yang memiliki temperatur memancarkan energi dalam bentuk gelombang elektromagnetik, sehingga ada atau tidak ada media perantara perpindahan panas pasti terjadi antara dua permukaan yang berbeda temperaturnya. Perpindahan panas yang demikian ini disebut radiasi.

Conduction through a solid or a stationary fluid	Convection from a surface to a moving fluid	Net radiation heat exchange between two surfaces
		

Gambar 2. 1 Perpindahan Panas Secara Konduksi, Konveksi dan Radiasi

2.2.1 Perpindahan Panas Konduksi

Perpindahan panas konduksi adalah perpindahan panas yang bergantung pada aktivitas pada level atom dan molekuler. Konduksi digambarkan sebagai perpindahan panas yang terjadi dari partikel yang berenergi lebih tinggi ke partikel yang berenergi lebih rendah dari suatu media sebagai akibat dari interaksi antar partikel tersebut. Gambar 2.2 memperlihatkan mekanisme tersebut. Pada gambar tersebut dapat dilihat bahwa partikel-partikel bergerak secara acak sehingga memungkinkan satu partikel bersinggungan dengan partikel yang lain. Sehingga apabila yang bersinggungan tersebut partikel yang berbeda tingkat energinya maka perpindahan panas pasti terjadi. Jika $T_1 > T_2$ maka akan terjadi perpindahan panas ke arah sumbu x positif. Karena perpindahan panas konduksi terjadi akibat gerakan acak partikel maka juga disebut **diffusi energi**.



Gambar 2.2 Perpindahan Panas konduksi dengan diffusi energi akibat aktivitas molekuler

Untuk menghitung laju perpindahan panas diperlukan persamaan yang sesuai dengan mode dari perpindahan panas tersebut. Persamaan laju perpindahan panas konduksi satu dimensi pada dinding datar dikenal dengan persamaan (hukum) **Fourier**. Jika $T_1 > T_2$ maka ada distribusi temperatur ke arah sumbu x $T(x)$, persamaan laju perpindahan panas adalah:

$$q_x'' = -k \frac{dT}{dx} \dots\dots\dots (2.1)$$

$$q_x = -k \frac{dT}{dx} \text{ dimana : } q = \text{laju perpindahan panas (W)}$$

Keterangan :

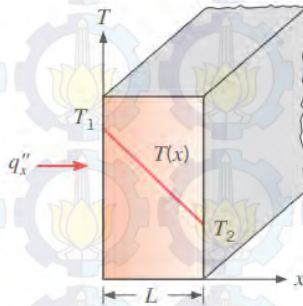
q_x'' : fluks panas (W/m^2) adalah laju perpindahan panas ke arah sumbu x positif per unit kuasan yang tegak lurus arah perpindahan panas.

$\frac{dT}{dx}$: gradient temperatur

k : konduktivitas panas ($W/m^{\circ}K$) adalah karakteristik individu material dinding

Tanda minus adalah konsekuensi bahwa panas berpindah dari lokasi yang bertemperatur tinggi ke yang lebih rendah. Jika distribusi temperatur linier maka:

$$q_x'' = -k \frac{T_2 - T_1}{L} \dots \dots \dots (2.2)$$

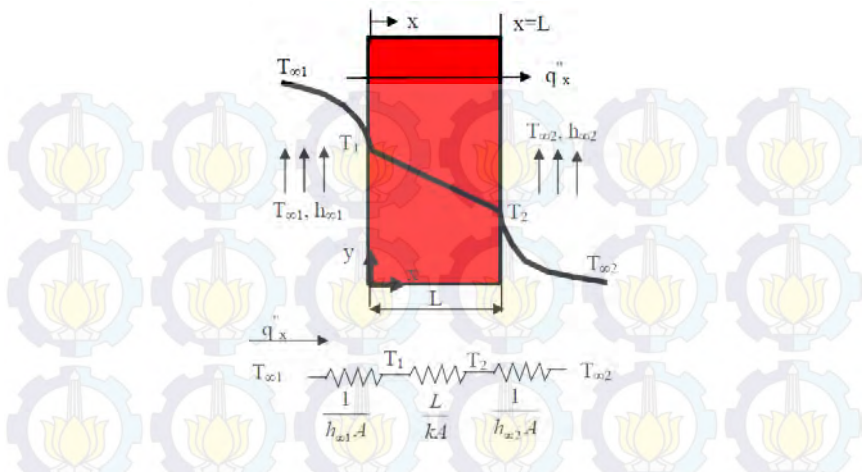


Gambar 2.3 Konduksi satu dimensi steady state

Dalam beberapa hal proses perpindahan panas secara konduksi bisa terjadi pada bentuk:

- Dinding Datar

Konduksi satu dimensi pada dinding datar, distribusi temperatur hanya kearah satu sumbu saja misalnya sumbu x , sehingga perpindahan panas hanya terjadi kearah sumbu x saja.



Gambar 2.4 Perpindahan Panas pada Dinding Datar

Pada gambar diatas terlihat panas berpindah secara konveksi dari udara di bagian dalam ke dinding dalam, kemudian dilanjutkan dengan konduksi dari dinding dalam ke dinding luar, lalu diteruskan lagi dengan konveksi dari dinding luar ke udara luar.

- Distribusi Temperatur

Distribusi temperatur pada dinding dapat diperoleh dengan menyelesaikan persamaan difusi panas berikut ini.

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{dT}{dx} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(k \frac{dT}{dy} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(k \frac{dT}{dz} \right) + q''$$

Untuk konduksi satu dimensi kearah sumbu x dan tanpa ada pembangkitan panas maka:

$$\frac{d}{dx} \left(k \frac{dT}{dx} \right) = 0$$

Jika konduktivitas termal dinding dianggap konstan, lalu diintegalkan dua kali maka didapat solusi:

$$T(x) = C_1x + C_2$$

Konstanta C tersebut dicari dengan kondisi batas berikut ini:

$$T(x = 0) = T_1 \text{ dan } T(x = L) = T_2$$

Jadi : $T_1 = C_2$ dan $T_2 = C_1L + C_2$ atau $T_2 = C_1L + T_1$ sehingga diperoleh :

$$C_1 = \frac{T_2 - T_1}{L}$$

Substitusi C_1 dan C_2 ke persamaan 1 dan 2 didapatkan :

$$T(x) = (T_2 - T_1) \frac{x}{L} + T_1 \text{ Fourier :}$$

Untuk menghitung laju perpindahan panas digunakan hukum

$$q_x = -kA \frac{dT}{dx} = -\frac{kA}{L} (T_2 - T_1)$$

- Hambatan Termal

Untuk kasus perpindahan panas seperti tersebut diatas peristiwa difusi panas dianalogikan dengan aliran arus listrik dan hambatan listrik dianalogikan dengan hambatan perpindahan panas, serta beda potensial dianalogikan dengan beda temperatur.

$$R_{kond} = \frac{\Delta T}{q} = \frac{L}{kA}$$

Sebaliknya laju perpindahan panas dapat ditulis :

$$q_{kond} = \frac{\Delta T}{R_{kond}} = \frac{(T_2 - T_1)}{R_{kond}}$$

R_{kond} disebut hambatan perpindahan panas konduksi. Analisis yang sama jika diterapkan pada kasus konveksi, maka didapat hambatan perpindahan panas konveksi R_{konv} :

$$q = hA(T_s - T_\infty)$$

$$R_{konv} = \frac{\Delta T}{q} = \frac{1}{hA}$$

Dan laju perpindahan panas konveksi ditulis :

$$q_{konv} = \frac{\Delta T}{R_{konv}} = \frac{(T_s - T_{\infty})}{R_{konv}}$$

Dalam suatu rangkaian hambatan listrik arus yang mengalir di tiap-tiap hambatan sama, dan analoginya laju perpindahan panas pada tiap-tiap hambatan perpindahan panas juga sama, maka:

$$q_x = \frac{(T_{\infty 1} - T_1)}{\frac{1}{h_{\infty 1}}} = \frac{(T_2 - T_1)}{\frac{L}{kA}} = \frac{(T_2 - T_{\infty 2})}{\frac{1}{h_{\infty 2}}}$$

Dan juga dapat ditulis dalam bentuk beda temperatur total:

$$q_x = \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{tot}} = \frac{\Delta T}{R_{tot}}, \text{ dimana :}$$

$$R_{tot} = \frac{1}{h_{\infty 1}A} + \frac{L}{kA} + \frac{1}{h_{\infty 2}A}$$

R_{tot} disebut hambatan perpindahan panas keseluruhan (overall heat transfer resistant)

Persamaan 19) dapat ditulis dalam bentuk lain yaitu :

$$q_x = UA\Delta T$$

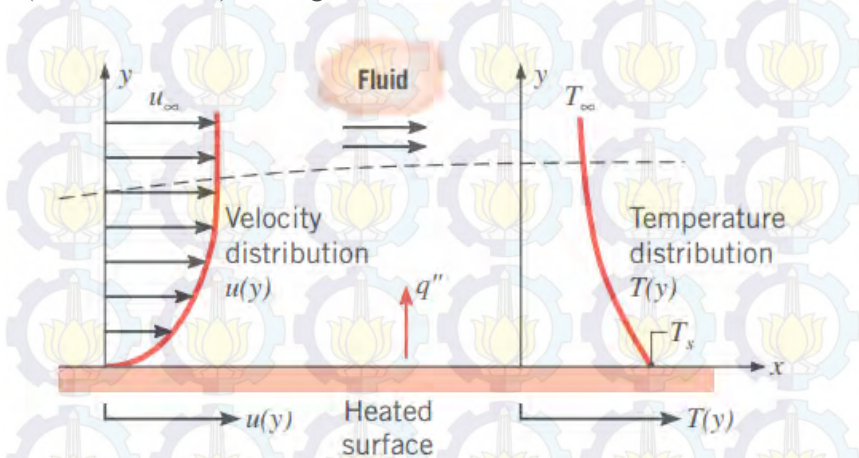
$$UA = \frac{1}{R_{tot}} = \frac{1}{\frac{1}{h_{\infty 1}A} + \frac{L}{kA} + \frac{1}{h_{\infty 2}A}}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{\infty 1}} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_{\infty 2}}}$$

U disebut koefisien perpindahan panas keseluruhan.

2.2.2 Perpindahan Panas Konveksi

Perpindahan panas konveksi didukung oleh gerakan acak molekuler dan gerakan makroskopik dari fluida diantara permukaan dan lapisan batas. Kontribusi dari gerak acak molekuler (diffusi) biasanya lebih dominan di daerah dekat dengan permukaan padat dimana pada daerah tersebut kecepatan aliran makroskopiknya nol. Jadi pada daerah tersebut ($y=0$) panas dipindahkan melalui mekanisme gerak acak molekuler. Kontribusi dari gerakan makroskopik fluida, dimulai pada daerah dimana sudah terjadi pertumbuhan lapisan batas, yang artinya kecepatan aliran fluida (kearah sumbu x) meningkat sedikit lebih besar dari nol.



Gambar 2.5 Pertumbuhan lapisan batas pada perpindahan panas konveksi

Perpindahan panas konveksi juga dikategorikan berdasarkan penyebab terjadinya aliran fluida. Jika aliran fluida yang terjadi disebabkan oleh faktor eksternal seperti: pompa, fan/blower atau juga angin pada udara atmosfer maka perpindahan panas konveksi yang terjadi disebut konveksi paksa. (forced convection). Jika aliran fluida dihasilkan oleh tarikan gaya buoyancy yang dihasilkan oleh adanya variasi massa jenis fluida, (variasi massa jenis dihasilkan oleh adanya perbedaan temperatur antara satu lokasi dengan lokasi yang

lain dalam satu wadah) maka disebut konveksi bebas atau konveksi alam.

Ditinjau dari gerakan fluidanya perpindahan panas konveksi secara umum dibedakan menjadi dua yaitu :

a. Konveksi Paksa

Disebut konveksi paksa (forced convection) apabila aliran yang terjadi ditimbulkan oleh beberapa peralatan bantu seperti blower, pompa, kompresor, dan lain-lain.

Konveksi alamiah (natural convection) adalah aliran fluida yang terjadi semata-mata karena adanya perbedaan massa jenis fluida yang disebabkan oleh perbedaan temperatur. Korelasi konveksi alamiah atau konveksi bahan ada dua yaitu :

- Korelasi Plat Vertical

Apabila plat itu dipanaskan, terbentuklah suatu lapisan batas konveksi bebas. Pada dinding kecepatan adalah nol, karena terdapat kondisi tanpa gelincir (no slip), kecepatan itu bertambah terus sampai mencapai nilai maksimum, dan kemudian menurun lagi hingga nol pada tepi lapisan batas, karena kondisi arus bebas. Perkembangan awal lapisan batas adalah laminar, tetapi pada sifat-sifat fluida dan beda suhu antara dinding dan lingkungan, terbentuklah pusaran-pusaran dari transisi ke lapisan turbulen.

Pada sistem konveksi bebas dapat dijumpai bilangan tak berdimensi yang disebut bilangan Grashof (Gr).

$$Gr_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu^2}$$

Dan Rayleigh Number (Ra_L)

$$Ra_L = Gr_L Pr = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha}$$

Dimana :

Pr = Bilangan Prandtl

g = Percepatan gravitasi, ($\frac{m}{s^2}$)

L = Panjang karakteristik, (m)

ν = Viskositas Kinematik, ($\frac{m^2}{s}$)

β = Koefisien Ekspansi Volume ($\frac{1}{T_f}$), (K^{-1})

α = Difusivitas Termal, ($\frac{m^2}{s}$)

Dimana semua properties dievaluasi pada temperatur film (T_f). Untuk menganalisa konveksi bebas pada plat datar harus ditentukan dulu harga koefisien perpindahan panas konveksi dan *Nusselt Number*.

- Untuk aliran laminar : $10^{-1} < Ra_L < 10^9$

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

- Untuk aliran turbulen : $10^{-1} < Ra_L < 10^{12}$

$$\overline{Nu}_L = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 Ra_L^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(0,492 / Pr \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right\}^2$$

Sehingga :

$$h = \frac{\overline{Nu}_L k}{L}$$

Dimana :

h = Koefisien perpindahan panas konveksi ($\frac{W}{m^2 \cdot K}$)

$\overline{Nu}_L$ = *Nusselt Number*

k = konduktifitas termal, ($\frac{W}{m \cdot K}$)

L = Tinggi Dinding, (m)

- Korelasi pada Plat Horizontal
Nusselt Number rata-rata untuk konveksi bebas tergantung pada apakah permukaan plat panas menghadap ke atas (*hot surface facing up*) atau menghadap ke bawah (*hot*

surface facing down) dan apakah permukaan plat lebih panas atau lebih dingin daripada fluida di sekitarnya.

- Untuk plat horizontal dengan permukaan panas menghadap ke atas (*hot surface facing up*)

1. $\overline{Nu}_L = 0,54 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^4 \leq Ra_L \leq 10^7)$

2. $\overline{Nu}_L = 0,15 Ra_L^{\frac{1}{3}}, (10^7 \leq Ra_L \leq 10^{11})$

- Untuk plat horizontal dengan permukaan panas menghadap ke bawah (*hot surface facing down*)

- $\overline{Nu}_L = 0,27 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^5 \leq Ra_L \leq 10^{10})$

Sehingga :

$$h = \frac{\overline{Nu}_L k}{L}$$

Dimana :

$$h = \text{Koefisien perpindahan panas konveksi, } \left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K} \right)$$

$$\overline{Nu}_L = \text{Nusselt Number}$$

$$k = \text{Konduktivitas Termal, } \left(\frac{W}{m \cdot ^\circ K} \right)$$

$$L = \text{Panjang karakteristik, (m)}$$

Panjang karakteristik pada plat horizontal dapat diambil sebagai panjang sisi untuk persegi, setengah lebar plat untuk plat persegi panjang dan 0,9 D untuk cakram bola dengan diameter D.

$$L = \frac{A}{P} = \frac{w}{2}$$

Dimana :

$$L = \text{Panjang karakteristik, (m)}$$

$$A = \text{Luas permukaan plat, (m}^2\text{)}$$

$$P = \text{Keliling Plat (perimeter), (m)}$$

$$w = \text{Lebar dinding, (m)}$$

Laju perpindahan panas konveksi dicari dengan hukum pendinginan Newton, yaitu :

$$q = hA(T_s - T_\infty)$$

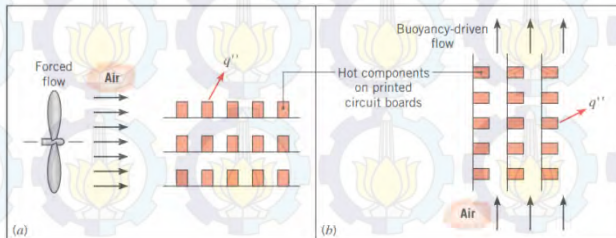
Dimana :

q = Laju perpindahan panas konveksi, (W)

h = Koefisien perpindahan panas konveksi, $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ K}\right)$

T_s = Temperatur permukaan, ($^\circ C$)

T_∞ = Temperatur Fluida, ($^\circ C$)



Gambar 2.6 Perpindahan Panas Konveksi

Dalam analisis perpindahan panas konveksi maka faktor utama yang harus ditentukan : koefisien perpindahan panas konveksi akan bergantung dari medan aliran yaitu bilangan Reynold (Re) dan bilangan Prandtl (Pr) selain dari bentuk lintasannya.

Bilangan Reynold (Re) merupakan suatu perbandingan antara gaya inersia dengan gaya gesek dari fluida tersebut yang besarnya adalah :

$$Re = \frac{VL}{\nu}$$

Dimana :

V = Kecepatan Fluida, $\left(\frac{m}{s}\right)$

L = Panjang lintasan, (m)

ν = Viskositas kinematik, $\frac{m^2}{s}$

Bilangan Prandtl (Pr) adalah suatu parameter yang menunjukkan perbandingan antara viskositas kinematik dan difusifitas termal dari fluida. Viskositas kinematik fluida memberikan informasi tentang laju difusi momentum dalam fluida karena gerak molekul, difusi termal memberikan informasi tentang hal yang serupa mengenai difusi panas dalam fluida. Jadi perbandingan antara kedua kuantitas itu menunjukkan besaran relatif

antara difusi momentum dan difusi kalor di dalam fluida. Besarnya bilangan Prandtl adalah :

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu}{\rho} \frac{\rho Cp}{k} = \frac{Cp\mu}{k}$$

Dimana :

ν = Viskositas kinematik, $\left(\frac{m^2}{s}\right)$

Cp = Konstanta pans spesifik pada tekanan konstan, $\left(\frac{J}{kg^\circ K}\right)$

ρ = Density fluida, $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

k = Konduktivitas Panas Fluida, $\left(\frac{W}{m^\circ K}\right)$

μ = Viskositas Absolute, $\left(\frac{kg}{s.m}\right)$

Untuk menentukan koefisien perpindahan panas konveksi digunakan bilangan Nusselt yang didapat dari percobaan/analisis. Bilangan Nusselt didefinisikan sebagai :

$$\overline{Nu}_L = \frac{\bar{h}L}{Kf}$$

Dimana :

$\overline{Nu}_L$ = Bilangan Nusselt

$\bar{h}$ = Koefisien Perpindahan Panas Konveksi, $\left(\frac{W}{m^2^\circ K}\right)$

Kf = Konduktifitas Fluida, $\left(\frac{W}{m^\circ K}\right)$

Bilangan Nusselt merupakan fungsi dari medan aliran yaitu bilangan Reynold (Re) dan bilangan Prandtl (Pr). Hubungan antara $\overline{Nu}_L$ dengan Re dan Pr tergantung dari bentuk aliran dan lintasan.

Hubungan ini biasanya didapat dengan percobaan, misalnya :

- Untuk aliran laminar melintasi plat datar

$$\overline{Nu}_L = 0,664 Re^{\frac{1}{2}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

- Untuk aliran turbulen melintasi plat datar

$$\overline{Nu}_L = 0,0296 Re^{\frac{4}{5}} \times Pr^{\frac{1}{3}}$$

Keanalogisan antara perpindahan panas konveksi dan perpindahan massa konveksi menjadikan parameter-parameter untuk menghitung perpindahan massa konveksi.

Bilangan Sherwood didefinisikan sebagai :

$$\overline{S_{hl}} = \frac{\bar{h}mL}{D_{AB}}$$

Dimana :

$\overline{S_{hl}}$ = Bilangan Sherwood

$\bar{h}m$ = koefisien perpindahan panas konveksi, ($\frac{m}{s}$)

L = Panjang karakteristik, (m)

D_{AB} = Difusifitas massa fluida, ($\frac{m^2}{s}$)

Bilangan Sherwood merupakan fungsi dari medan aliran yaitu bilangan Reynold (Re) dan bilangan Schmidt (Sc).

- Untuk aliran laminar melintasi plat datar

$$\overline{S_{hl}} = 0,664 Re^{\frac{1}{2}} \times Sc^{\frac{1}{3}}$$

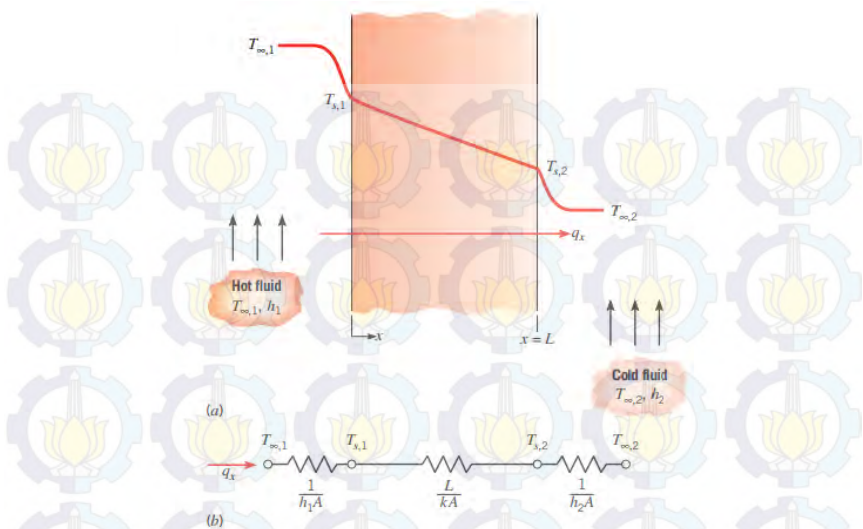
- Untuk aliran turbulen melintasi plat datar

$$\overline{S_{hl}} = 0,0296 Re^{\frac{4}{5}} \times Sc^{\frac{1}{3}}$$

2.2.3 Perpindahan Panas Gabungan

Di dalam praktek perpindahan panas yang terjadi tidak hanya dalam satu mekanisme saja melainkan terjadi secara gabungan antara konduksi, konveksi, dan radiasi maupun ketiga mekanisme tersebut.

Perpindahan panas gabungan antara konduksi dengan konveksi seperti gambar di bawah ini akan lebih mudah menentukannya jika dengan menggunakan metode thermal resistant (R). Karena dengan tanpa mengetahui temperatur permukaan benda ($T_{s,1}$ dan $T_{s,2}$) besarnya perpindahan panas dapat diketahui.



Gambar 2. 7 Perpindahan panas antara konduksi dengan konveksi

Maka laju perpindahan panas :

$$q_x = \frac{T_{\infty,1} - T_{\infty,2}}{R_{tot}}$$

$$R_{tot} = \frac{1}{h_1 A} + \frac{1}{KA} + \frac{1}{h_2 A}$$

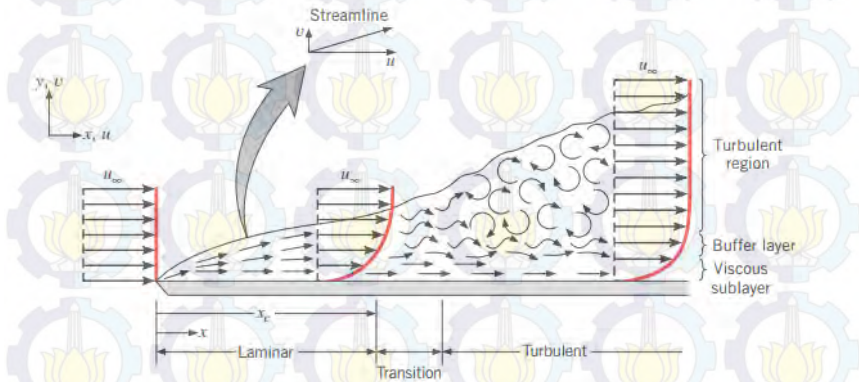
Dimana :

- R_{tot} = tahanan total panas, $\left(\frac{^{\circ}K}{W}\right)$
- $T_{\infty,1}$ = temperatur fluida 1, ($^{\circ}C$)
- $T_{\infty,2}$ = temperatur fluida 2, ($^{\circ}C$)
- h_1 = koefisien konveksi fluida 1, $\left(\frac{W}{m^2^{\circ}K}\right)$
- h_2 = koefisien konveksi fluida 2, $\frac{W}{m^2^{\circ}K}$
- A = Luas permukaan perpindahan panas, (m^2)

2.1.4. Aliran Laminer dan Turbulen

Dalam memperlakukan setiap persoalan konveksi, langkah pertama yang diambil adalah menentukan aliran tersebut laminer

atau turbulen. Gesekan permukaan dan laju perbedaan konveksi sangat tergantung pada keberadaan kondisi tersebut. Seperti ditunjukkan pada gambar di bawah ini, ada perbedaan tajam antara kondisi laminar dan turbulen. Pada batas laminar, pergerakan fluida sangat teratur dan memungkinkan untuk mengidentifikasi partikel-partikel memanjang pada garis *streamline*.



Gambar 2.8 Pengembangan lapisan batas kecepatan pada plat datar

Pergerakan fluida memanjang garis streamline dikarakteristikan oleh komponen kecepatan pada kedua arah x dan y . Karena komponen kecepatan V adalah normal pada permukaan, maka komponen tersebut dapat memberikan kontribusi yang cukup pada perpindahan momentum, energi, dan spesies melalui lapisan batas. Perpindahan fluida normal pada permukaan adalah diperlukan oleh pertumbuhan lapisan batas pada arah x .

Berbeda dengan pergerakan fluida pada lapisan batas turbulen yang sangat tidak teratur dan dikarakteristik oleh fluktuasi kecepatan. Fluktuasi ini menambah perpindahan momentum, energi, dan spesies. Karena itu menambah laju perpindahan konveksi. Sebagai akibat hasil pencampuran dari fluktuasi, ketebalan lapisan batas turbulen adalah lebih besar dari profil lapisan batas kecepatan, lapisan batas temperatur, dan lapisan batas konsentrasi. Adalah lebih datar daripada lapisan laminar.

Kondisi ini digambarkan secara skematis pada gambar 2.9 Untuk pengembangan lapisan batas pada plat datar. Lapisan batas

mula-mula laminar, tetapi untuk suatu jarak dari ujung, transisi ke aliran turbulen mulai terjadi fluktuasi fluida untuk berkembang pada daerah transisi dan lapisan batas akhirnya menjadi turbulen penuh. Perpindahan menjadi turbulen diikuti oleh kenaikan yang cukup berarti pada ketebalan lapisan batas, tahanan geser dinding, dan koefisien konveksi.

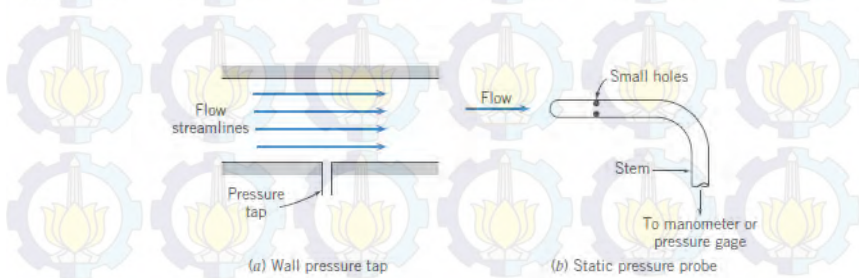
Pada lapisan batas turbulen, tiga daerah berbeda dapat dilukiskan. Pada laminar sublayer, transport didominasi oleh difusi dan profil kecepatan adalah mendekati linier. Dan pada lapisan daerah turbulen transport didominasi oleh campuran turbulen.

Pada perhitungan sifat lapisan batas, sering digunakan untuk mengasumsikan bahwa transisi terjadi pada local X_c . Bilangan Reynold kritis adalah nilai dari (Re) pada transisi yang terjadi dan untuk aliran luar bilangan tersebut diketahui bervariasi dari 10^5 sampai 3×10^6 , tergantung pada kekasaran permukaan. Asumsi umum untuk perhitungan lapisan batas diambil harga Reynold sebesar : $Re = 5 \times 10^5$. Bila bilangan Reynoldnya $< 5 \times 10^5$ disebut aliran laminar, $5 \times 10^5 < Re < 5 \times 10^8$ disebut aliran transisi dan $Re > 5 \times 10^8$ disebut aliran turbulen.

2.2.5 Tekanan Statis, stagnasi, dinamis

a. Tekanan Statis

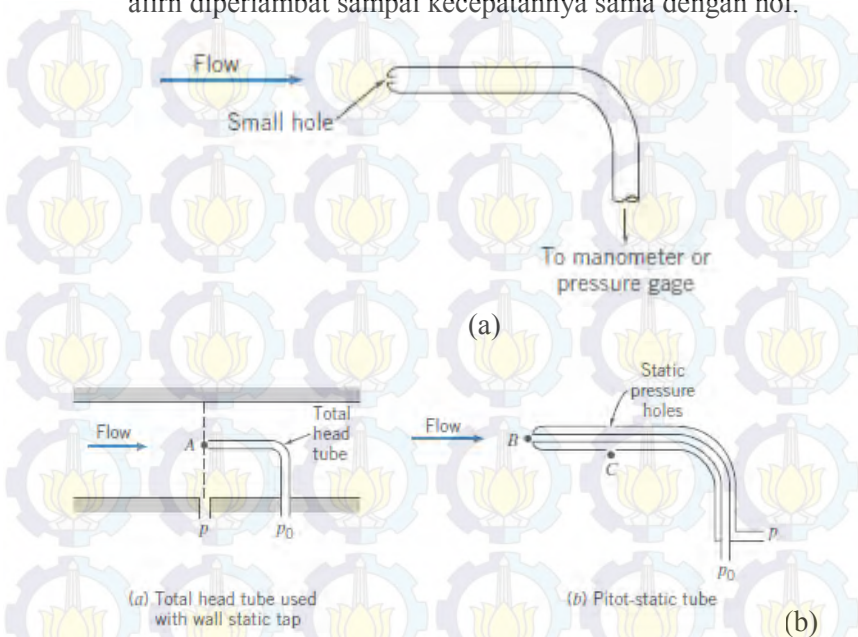
Tekanan statis adalah tekanan yang diukur oleh alat ukur yang bergerak bersama-sama aliran dengan kecepatan yang sama. Tekanan statis dapat diukur melalui *wall pressure tap* dan *static pressure probe*.



Gambar 2. 9 Pengukuran Tekanan Statis

b. Tekanan Stagnasi

Tekanan stagnasi adalah tekanan yang dapat diukur bila alir diperlambat sampai kecepatannya sama dengan nol.

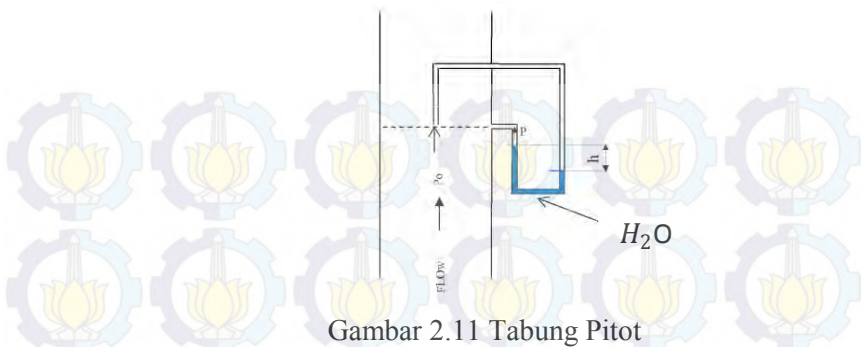


Gambar 2.10 Pengukuran Tekanan Stagnasi Pengukuran serempak dari tekanan statis dan tekanan stagnasi

c. Tekanan Dinamis

Tekanan dinamis adalah perbedaan tekanan antara tekanan stagnasi dan tekanan statis.

Jadi berdasarkan perbedaan antara tekanan stagnasi P_0 dan tekanan statis P , kecepatan aliran dapat dihitung/diukur. Cara inilah yang digunakan tabung pitot untuk mengukur kapasitas aliran. Berikut ini gambar pitot pada suatu aliran untuk mendapatkan kecepatan aliran.



Gambar 2.11 Tabung Pitot

Berdasarkan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P}{\rho} + \frac{V^2}{2} = \frac{P_o}{\rho} + \frac{V_o^2}{2}$$

$V_o = 0$ (tekanan stagnasi)

$P_o = P + \frac{1}{2}\rho V^2$, sehingga :

$\frac{1}{2}\rho V^2 = P_o - P$ (Tekanan Dinamis)

$V^2 = \frac{2(P_o - P)}{\rho}$, dari gambar terlihat bahwa :

$P_o - P = \rho_{H_2O}gh - \rho_{udara}gh$

Jadi :

$$V = \sqrt{\frac{2\rho_{H_2O}gh}{\rho_{udara}}}$$

Dimana :

V = kecepatan aliran, (m/s)

ρ_{H_2O} = massa jenis air, (kg/m^3)

ρ_{udara} = massa jenis udara, (kg/m^3)

g = percepatan gravitasi, (m/s^2)

h = beda ketinggian fluida pada tabung pitot (m)

P = tekanan statis, (Pa)

P_o = tekanan stagnasi, (Pa)

2.2.6 Rapat Massa dan Volume Spesifik

Rapat massa (ρ) dari suatu fluida adalah massa yang mengisi satu satuan volume, sebaliknya volume spesifik (v) adalah volume yang diisi oleh satu satuan massa. Rapat massa dan volume spesifik saling berkaitan satu sama lain. Rapat massa udara pada tekanan atmosfer standar dengan suhu 25 °C mendekati $1,2 \frac{kg}{m^3}$.

2.2.7 Kalor Spesifik

Kalor spesifik dari suatu bahan bakar adalah jumlah energi yang diperlukan untuk menaikkan suhu satuan massa bahan tersebut sebesar 1°K. Dua besaran yang umum adalah kalor spesifik pada volume tetap (C_v) dan kalor spesifik pada tekanan konstan (C_p). Besaran yang kedua banyak dipakai pada proses pemanasan dan pendinginan.

2.2.8 Perpindahan Massa

Bentuk perpindahan masa secara garis besar dapat dibagi menjadi dua macam yaitu :

- Perpindahan massa secara konveksi
- Perpindahan massa yang diakibatkan oleh difusi

Perpindahan massa jenis umumnya sebagai akibat perbedaan konsentrasi komponen yang terdapat pada campuran. Gradien konsentrasi cenderung untuk menggerakkan komponen dengan arah sedemikian rupa agar dicapai keseimbangan konsentrasi dan menghilangkan gradien tersebut.

Walaupun difusi biasanya diakibatkan oleh gradien konsentrasi, didapat juga diakibatkan oleh perbedaan tekanan, temperatur, ataupun oleh paksaan dari luar. Difusi molekular yang timbul sebagai gradien tekanan, oleh temperatur tersebut disebut difusi termal dan oleh gaya luar disebut difusi paksa.

Difusi adalah aliran zat fisik, yang terjadi pada kecepatan yang terbatas. Komponen yang berdifusi umumnya

meninggalkan ruang di belakangnya dan ruang baru harus ditentukan untuk lokasi barunya.

2.2.9 Difusi Pada Lapisan Permeabel

Difusi uap pada suatu solid dipengaruhi oleh koefisien difusi antara uap dan solid serta perbedaan konsentrasi antara uap yang masuk solid dengan uap yang keluar solid.



Gambar 2.12 Difusi pada lapisan permeabel

Tetapi untuk beberapa kasus dimana solid merupakan suatu lapisan permeabel maka persamaan difusi fluks massa yang digunakan bukanlah sebagai fungsi koefisien difusi, melainkan sebagai fungsi permeabilitas antara solid dengan uap atau gas yang melewati lapisan permeabel tersebut.

Adapun persamaan fluks difusi massa yang melewati lapisan permeabel solid yang diberikan oleh Fick's adalah :

$$N_A'' = \frac{P_m}{22,414} \frac{P_{A,1} - P_{A,2}}{Z_2 - Z_1}$$

Dimana :

- N_A'' = difusi fluks massa, $\left(\frac{\text{kgmol}}{\text{sm}^2}\right)$
- P_m = permeabilitas uap/gas dengan solid, $(\text{m}^3 \text{sm}^2), \text{atm}/\text{m}$
- $P_{A,1}$ = tekanan uap/gas masuk lapisan permeabel, (atm)
- $P_{A,2}$ = tekanan uap/gas masuk lapisan permeabel, (atm)
- $Z_2 - Z_1$ = tebal lapisan permeabel, (m)

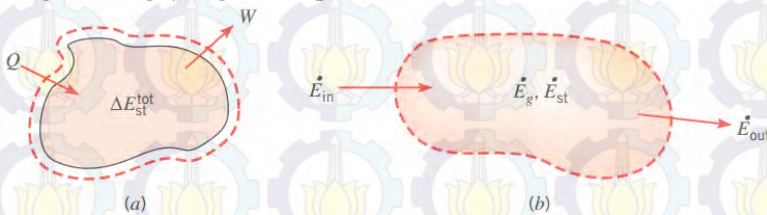
2.2.10 Kekekalan Energi

Analisis perpindahan panas merupakan perluasan dari termodinamika yang memperhatikan laju perpindahan energi. Selanjutnya dalam menganalisis perpindahan panas Hukum I Termodinamika (hukum kekekalan energi) memegang peranan penting dalam melakukan analisis.

2.2.11. Kekekalan Energi Volume Atur

Dalam menganalisis perpindahan panas perlu melakukan identifikasi volume atur yaitu melakukan pembatasan terhadap daerah yang dilalui energi/material dengan mengacu pada hukum I termodinamika, maka kekekalan energi volume atur dapat didefinisikan sebagai :

Laju energi termal dan mekanika yang memasuki volume atur dikurangi dengan laju energi yang meninggalkan volume atur sama dengan energi yang tersimpan di dalam volume atur.



Gambar 2.13 Kekekalan energi volume atur

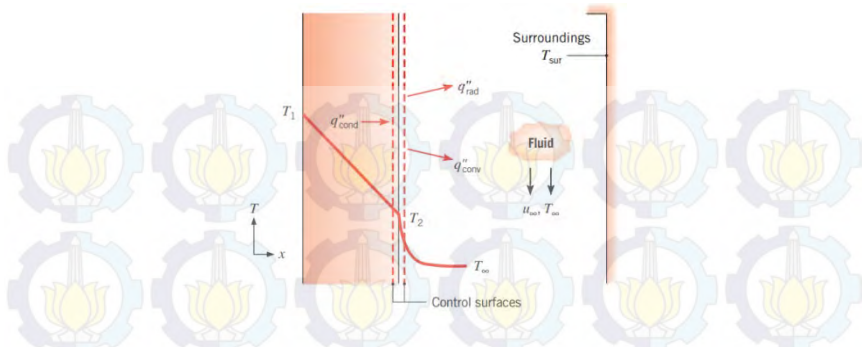
Notasi untuk energi yang masuk meninggalkan volume atur adalah E_{st} . Bentuk umum dari kekekalan energi dapat dinyatakan :

$$E_{in} + E_g - E_{out} = E_{st}$$

2.2.12 Kestimbangan Energi Permukaan

Pada kasus khusus dimana permukaan atur tidak mempunyai massa/volume dan tidak berhubungan dengan energi bangkitan, serta syarat kekekalan energi berlaku untuk keadaan tunak (*steady state*) dan kondisi transisi (*transient*), maka :

$$E_{in} = E_{out}$$



Gambar 2.14 Kekekalan energi permukaan sebuah media

Pada gambar di atas ditunjukkan tiga bentuk perpindahan panas permukaan atur dengan basis persatuan luas. Ketiga bentuk tersebut adalah konduksi dari media ke permukaan luar, konveksi dari permukaan ke fluida, dan pertukaan radiasi netto dari permukaan ke sekeliling. Sehingga kesetimbangan energi gambar di atas :

$$q''_{konduksi} - q''_{konveksi} - q''_{radiasi} = 0$$

2.2.13 Perpindahan Panas Kalor Sensibel dan Kalor Laten

Kalor adalah salah satu bentuk energi. Jika suatu zat menerima atau melepaskan kalor, maka ada dua kemungkinan yang akan terjadi. Yang pertama adalah terjadinya perubahan temperatur dari zat tersebut, kalor yang seperti ini disebut dengan kalor sensibel (*sensible heat*). Dan yang kedua adalah terjadi perubahan fase zat, kalor jenis ini disebut dengan kalor laten (*latent heat*).

2.2.14 Kalor Sensible (*Sensible Heat*)

Apabila suatu zat menerima kalor sensibel maka akan mengalami peningkatan temperatur, namun jika zat tersebut melepaskan kalor sensibel maka akan mengalami penurunan temperatur.

Persamaan kalor sensibel adalah sebagai berikut :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Dimana :

Q = Energi kalor yang dilepas atau diterima suatu zat (J)

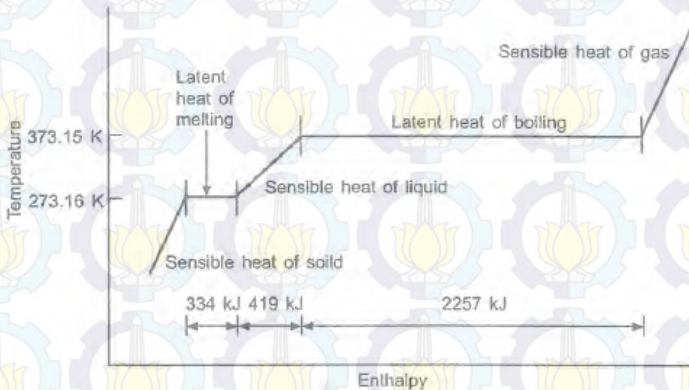
m = Massa zat yang mengalami perubahan temperatur (kg)

C_p = Kalor jenis zat ($\frac{J}{kg.K}$)

ΔT = Perubahan temperatur yang terjadi (K)

2.1.17. Kalor Laten (*Latent Heat*)

Jika suatu zat menerima atau melepaskan kalor, pada awalnya akan terjadi perubahan temperatur, namun demikian hal tersebut suatu saat akan mencapai keadaan jenuhnya dan menyebabkan perubahan fase. Kalor yang demikian itu disebut sebagai kalor laten. Pada suatu zat terdapat dua macam kalor laten, yaitu kalor laten peleburan atau pembekuan dan kalor laten penguapan atau pengembunan. Kalor laten suatu zat biasanya lebih besar dari kalor sensibelnya, hal ini karena diperlukan energi yang besar untuk merubah fase suatu zat.



Gambar 2.15 Energi yang dibutuhkan untuk merubah temperatur dan fase air

Secara Umum kalor laten yang digunakan untuk merubah fase suatu zat dirumuskan dengan :

$$Q = m \cdot h_l$$

Dimana :

Q = Energi kalor yang dilepas atau diterima suatu zat (J)

$$h_l = \text{Kalor Laten } (kJ/kg)$$

Jika udara mengalir melewati suatu permukaan basah, akan terjadi perpindahan kalor sensibel dan kalor laten secara bersamaan. Bila terdapat perbedaan suhu antara udara dan permukaan basah tersebut akan terjadi perpindahan kalor sensibel dan kalor laten secara bersamaan. Bila terdapat perbedaan suhu antara permukaan basah tersebut maka kalor akan dipindahkan. Bila terdapat pada temperatur antara tekanan parsial uap air di udara dan tekanan parsial uap air pada permukaan basah, maka akan terjadi perpindahan massa uap air. Perpindahan massa ini menyebabkan perpindahan panas juga, karena pada saat air mengembun, kalor laten harus dikeluarkan dari air tersebut. Sebaliknya jika sejumlah cairan menguap dari lapisan permukaan basah, maka harus diberikan kalor penguapan pada air tersebut.

2.3 Proses Pengeringan

Proses pengeringan adalah perpindahan panas dan uap air secara simultan yang memerlukan energi panas untuk menguapkan kandungan air dari permukaan bahan oleh media pengering yang biasanya berupa uap panas. Dasar proses pengeringan adalah terjadinya penguapan uap air antara udara dengan bahan yang dikeringkan.

Faktor – faktor yang mempengaruhi proses pengeringan adalah:

1. Faktor yang berhubungan dengan udara pengering (suhu, kecepatan volumetrik, kelembaban udara)
2. Faktor yang berhubungan dengan bahan yang dikeringkan (ukuran bahan, kadar air awal bahan, tekanan parsial dalam bahan)

Pada pengeringan mekanis ini, memerlukan energi untuk memanaskan alat pengering, mengimbangi radiasi panas yang keluar dari alat, memanaskan bahan, menguapkan air bahan serta menggerakkan udara. Semakin tinggi suhu yang digunakan untuk pengeringan maka makin tinggi pula energi yang disuplai dan makin cepat pula laju pengeringannya. Akan tetapi, pengeringan yang terlalu cepat dapat merusak bahan yakni permukaan bahan terlalu

cepat kering. Sehingga tidak sebanding dengan kecepatan pengeringan air bahan ke permukaan bahan. Hal ini menyebabkan pengerasan pada permukaan bahan (*hardening*). Selanjutnya air dalam bahan tidak dapat lagi menguap karena terhalangi permukaan bahan yang telah kering. Di samping itu pula penggunaan suhu yang terlalu tinggi dapat merusak bahan.

Dalam hal ini keuntungan pengering mekanis yaitu:

- Tidak tergantung cuaca
- Mudah dikendalikan
- Tidak memerlukan tempat yang luas
- Kondisi pengeringan dapat dikendalikan

Proses pengeringan mekanis dapat dilakukan dengan dua metode yaitu:

1. Pengeringan langsung/konveksi adalah bahan dikeringkan dengan cara mengeluarkan udara pengering melewati bahan
2. Pengeringan tidak langsung/konduksi adalah dinding panas yang bersentuhan dengan bahan yang akan dikeringkan secara konduksi

Peristiwa yang terjadi selama pengeringan meliputi dua proses yaitu:

- Perpindahan panas dari luar ke bahan
- Perpindahan massa air dari permukaan bahan ke udara dan dari dalam bahan ke permukaan.

Proses perpindahan panas terjadi karena suhu lebih rendah dari luar bahan. Panas ini diberikan oleh fluida yang melewati permukaan bahan secara konveksi ataupun oleh dinding panas secara konduksi dan panas ini akan menaikkan suhu permukaan dan menaikkan tekanan uap air permukaan. Sehingga terjadi perpindahan dalam bentuk uap air dari permukaan bahan ke udara yang merupakan perpindahan massa. Sebelum proses pengeringan berlangsung, tekanan uap air di dalam bahan berada dalam kesetimbangan dengan tekanan uap air di udara sekitar. Pada saat pengeringan dimulai, panas diberikan ke bahan akan menaikkan tekanan uap air terutama sejalan dengan kenaikan suhunya.

Selama proses pengeringan terjadi perpindahan cairan (penguapan) dengan dua cara, yaitu:

1. Perpindahan cairan dari dalam bahan ke permukaan (difusi uap air). Gerakan cairan yang terjadi di dalam bahan menuju permukaan karena adanya perbedaan konsentrasi. Dimana konsentrasi pada bagian dalam bahannya lebih besar dari konsentrasi permukaan. Hal ini disebabkan oleh difusi uap. Dengan meninjau lapisan tipis gerakan uap air dari bahan ke permukaan dapat dicari persamaan Fick untuk difusi satu dimensi:

$$N_A'' = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial Y}$$

$$n_A'' = -D_{AB} \frac{\partial \rho_A}{\partial Y} \dots\dots\dots (2.13)$$

Dimana:

$$N_A'' = \text{fluk molar uap air} \left(\frac{\text{mol}}{\text{sm}^2} \right)$$

$$D_{AB} = \text{koefisien difusi biner uap air dan udara} \left(\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right)$$

$$\frac{\partial C_A}{\partial Y} = \text{perbedaan konsentrasi uap air} \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \right)$$

$$N_A'' = \text{fluk massa uap air} \left(\frac{\text{kg}}{\text{sm}^2} \right)$$

$$\frac{\partial \rho_A}{\partial Y} = \text{perbedaan density uap air} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

2. Perpindahan uap air dari permukaan bahan ke media pengering. Perpindahan uap air dari permukaan bahan ke media pengering berlangsung secara konveksi. Laju perpindahan uap airnya dicari dengan persamaan:

$$\dot{m} = h_m A (\rho_{A,s} - \rho_{A,\infty}) \dots\dots\dots (2.14)$$

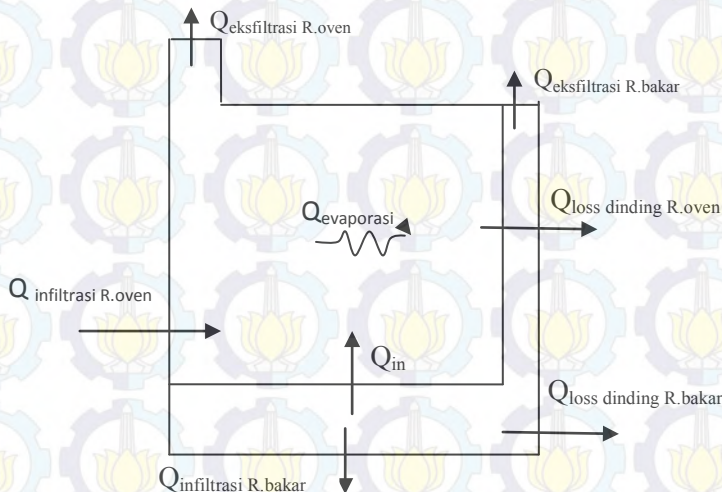
Pengeringan adalah suatu cara pengawetan atau pengolahan

pada bahan dengan cara mengurangi kadar air, sehingga proses pembusukan dapat terhambat. Dengan demikian dapat dihasilkan simplisia terstandar, tidak mudah rusak dan tahan disimpan dalam waktu yang lama. Dalam proses ini, kadar air dan reaksi-reaksi zat aktif dalam bahan akan berkurang, sehingga suhu dan waktu pengeringan perlu diperhatikan. Suhu pengeringan tergantung pada jenis bahan yang dikeringkan. Pada umumnya suhu pengeringan adalah antara 40 - 60°C dan hasil yang baik dari proses pengeringan adalah simplisia yang mengandung kadar air 10%. Demikian pula dengan waktu pengeringan juga bervariasi, tergantung pada jenis bahan yang dikeringkan seperti rimpang, daun, kayu ataupun bunga. Hal lain yang perlu diperhatikan dalam proses pengeringan adalah kebersihan (khususnya pengeringan menggunakan sinar matahari), kelembaban udara, aliran udara dan tebal bahan (tidak saling menumpuk). Pengeringan bahan dapat dilakukan secara tradisional dengan menggunakan sinar matahari ataupun secara modern dengan menggunakan alat pengering seperti oven, rak pengering, *blower* ataupun dengan *fresh dryer*.

Pengeringan hasil rajangan dari temu-temuan dapat dilakukan dengan menggunakan sinar matahari, oven, *blower* dan *fresh dryer* pada suhu 30 - 50°C. Pengeringan pada suhu terlalu tinggi dapat merusak komponen aktif, sehingga mutunya dapat menurun. Untuk irisan kulit sapi dapat dikeringkan menggunakan alat pengering energi surya, dimana suhu pengering dalam ruang pengering berkisar antara 36 - 45°C dengan tingkat kelembaban 32,8 - 53,3% menghasilkan kadar minyak atsiri lebih tinggi dibandingkan dengan pengeringan matahari langsung maupun oven. Untuk irisan kulit sapi yang dikeringkan dengan sinar matahari langsung, sebelum dikeringkan terlebih dulu irisan kulit sapi direndam dalam air kapur selama 3 jam. Di samping menggunakan sinar matahari langsung, penjemuran juga dapat dilakukan dengan menggunakan *blower* pada suhu 40 - 50°C. Kelebihan dari alat ini adalah waktu penjemuran lebih singkat yaitu sekitar 12 jam, dibandingkan dengan sinar matahari membutuhkan waktu lebih dari 1 hari. Selain kedua jenis pengering tersebut juga terdapat alat pengering *fresh dryer*, dimana suhunya hampir sama dengan suhu ruang, tempat tertutup dan lebih higienis. Kelemahan dari alat tersebut waktu pengeringan selama 3

hari. ([www.http//bagaimana-teknologi-penyiapan-simplisia.html](http://bagaimana-teknologi-penyiapan-simplisia.html) : 06-03-2014, 08:00WIB) Sedangkan, dari data Tugas Akhir Andika : 2010 yang berjudul “Tugas Akhir Uji Eksperimental Pengaruh Bukaan Cerobong terhadap Kecepatan Pengeringan Kerupuk Rengginang” temperatur maksimal pada oven yang digunakan untuk mengeringkan bahan rengginang yang dikeringkan 60°C. Oleh karena itu, dari referensi di atas temperatur maksimal pada oven yang digunakan untuk mengeringkan bahan kerupuk rambak Kulit Sapi sebesar 65°C.

2.3.1 Neraca Kalor Pada Proses Pengeringan Dengan Oven



$$Q_{in} + (Q_{infiltrasi}(-)) = Q_{evap} + Q_{lossdinding} + Q_{eksfiltrasi}$$

Gambar 2.16 Neraca Kalor Pada Proses Pengeringan Dengan Oven

2.3.2 Kerugian Panas Pada Dinding Q_{loss} (W)

Material yang digunakan ialah plat *Stainless steel*. Struktur yang dirancang yaitu *single jacket*, maksudnya yaitu struktur pelapisannya terdiri dari plat stainless steel saja. Berikut adalah proses perhitungan untuk mencari Q_{loss} pada jenis material yang digunakan.

Dalam perhitungan ini, tentukan dulu besarnya koefisien konveksi di bagian dalam (h_1) dan bagian luar (h_2).

- Temperatur rata-rata antara temperatur ruangan oven dan temperatur *surface plate* lapisan dalam.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} \dots \dots \dots (2.15)$$

Dimana :

T_f = Temperatur rata-rata dari T_s dan T_∞ (°K)

T_s = Temperatur Surface (°K)

T_∞ = Temperatur udara (°K)

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 0 \text{ K}$, maka dapat diketahui properti fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu :

ν ($10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$) ; k (10^{-3} W/m.K) ; α ($10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$) ; Pr

ρ (kg/m^3) ; μ (10^{-7} N.s/m^2) ; $T_s > T_f, n = 0,4$; $T_s < T_f, n =$

$0,3$; $\beta = \frac{1}{T_\infty}$

Untuk koefisien konveksi dinding bagian Dalam (h_1) pada plat vertikal dan horizontal digunakan pendekatan *Internal convection*.

- Diameter Hidrolis Oven

$$D = \frac{4L}{K} \dots \dots \dots (2.16)$$

Dimana :

D = Diameter Hidrolis Oven (m)

L = Lebar Karakteristik Oven (m)

- Panjang karakteristik

Untuk plat dinding vertical : L = Tinggi Plat Vertikal (m)

Untuk plat dinding horizontal , menggunakan rumus :

$$L = \frac{A}{P} = \frac{W}{2} = \frac{0,6m}{2} = 0,3m$$

- *Mass Flow Rate*

$$\dot{m} = \rho \times V \times A \dots \dots \dots (2.17)$$

Dimana ;

$\dot{m}$ = mass flow rate (kg/s)

ρ = massa jenis udara sesuai T_f (kg/m^3)

V = Kecepatan Udara (m/s)

A = Luasan Karakteristik Oven (m^2)

- Reynold Number (Re_D)

$$Re_D = \frac{4 \times \dot{m}}{\pi \times D \times \mu} \dots \dots \dots (2.18)$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari Re_D yang sudah dicari ,maka besarnya nilai tersebut merupakan *Turbulen / Laminar*, dengan batas yang bersumber dari dari buku **Fundamental Of Heat And Mass Transfer** ialah $Re_D > 2.300$. Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

$$Nu_D = 0,023 \times Re_D^{4/5} \times Pr^n \dots \dots \dots \text{(Turbulen)} (2.19)$$

$$Nu_D = 3,66 + \frac{0,0668 \left(\frac{D}{L}\right) Re_D Pr}{1 + 0,04 \left(\frac{D}{L}\right) Re_D Pr^{2/3}} \text{ (Laminar)} (2.20)$$

- Koefisien konveksi di bagian dalam (h_1) pada plat *Stainless steel*.

$$h = \frac{Nu_D \cdot k}{L} \dots \dots \dots (2.21)$$

Dimana :

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

Nu_D = Nusselt Number

L = panjang karakteristik oven (m)

Untuk koefisien konveksi dinding bagian Luar (h_2) pada plat vertikal dan horizontal digunakan pendekatan *free convection*.

- Rayleigh Number (Ra_L) : $\frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \dots \dots \dots (2.22)$

- Untuk plat Vertikal dengan aliran Laminar, bila $Ra_L < 10^9$

$$\overline{Nu_L} = 0,68 + \frac{0,670 Ra_L^{1/4}}{\left[1 + \left(0,492/Pr\right)^{9/16}\right]^{1/4}} \dots \dots \dots (2.23)$$

- Untuk plat Vertikal dengan aliran turbulen, bila $Ra_L > 10^9$

$$\overline{Nu_L} = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 Ra_L^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(0,492 / Pr \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right\}^2 \dots\dots\dots(2.24)$$

- Untuk plat horizontal dengan permukaan panas menghadap ke atas (*Upper surface of Heated plate*)

$$\overline{Nu_L} = 0,54 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^4 \leq Ra_L \leq 10^7) \dots\dots\dots(2.25)$$

$$\overline{Nu_L} = 0,15 Ra_L^{\frac{1}{3}}, (10^7 \leq Ra_L \leq 10^{11}) \dots\dots\dots(2.26)$$

- Untuk plat horizontal dengan permukaan panas menghadap ke bawah (*Lower surface of Heated plate*)

$$\overline{Nu_L} = 0,27 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^5 \leq Ra_L \leq 10^{10}) \dots\dots\dots(2.27)$$

- Untuk plat horizontal dengan permukaan dingin menghadap ke atas (*Upper surface of Cooled plate*)

$$\overline{Nu_L} = 0,54 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^4 \leq Ra_L \leq 10^{10}) \dots\dots\dots(2.28)$$

- Untuk plat horizontal dengan permukaan dingin menghadap ke bawah (*Lower surface of Cooled plate*)

$$\overline{Nu_L} = 0,27 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^5 \leq Ra_L \leq 10^{10}) \dots\dots\dots(2.29)$$

- Koefisien konveksi di bagian Luar (h_2) pada plat *Stainless steel*.

$$h = \frac{\overline{Nu_L} k}{L} \dots\dots\dots(2.30)$$

Dimana :

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

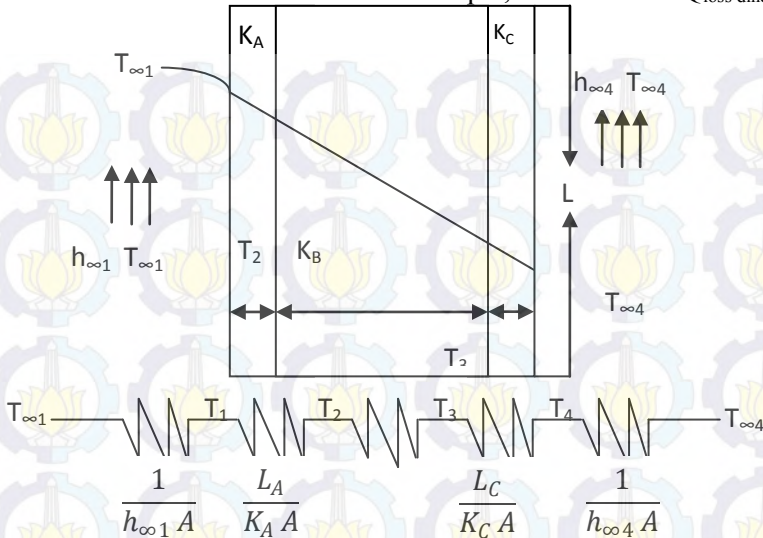
$\overline{Nu_L}$ = Nusselt Number

k = Konduktivitas termal, ($W/m^{\circ}K$)

L = panjang karakteristik, (m)

Khusus Ruang Bakar Koefisien Konveksi Bagian Dalam (h_1) dan Bagian Luar (h_2) menggunakan pendekatan Free Convection karena kecepatan udara di ruang bakar tidak konstan.

Setelah Koevisien Konveksi didapat, Bisa kita cari $Q_{\text{loss dinding}}$.



Gambar 2.17 Perpindahan Panas Pada Dinding Berlapis Seri Untuk Dinding Satu Lapis

$$R_{\text{tot}}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1}$$

Untuk Dinding Dua Lapis

$$R_{\text{tot}}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{L_2}{k_2} + \frac{1}{h_1}$$

$$Q_{\text{loss}}'' = \frac{(T_s - T_{\infty})}{R_{\text{tot}}''}$$

$$\text{Karena : } Q_{\text{loss}}'' = \frac{Q_{\text{lossdinding}}}{A}$$

$$\text{Sehingga : } Q_{\text{lossdinding}} = Q_{\text{loss}}'' \times A \dots\dots\dots (2.31)$$

2.3.3 Udara yang Keluar dari Pengering/Qeksfiltrasi (W)

$$Q_{\text{eksfiltrasi Ruang Oven}} = \dot{m}_1 \times cp \times (Ts - Ta)$$

$$Q_{\text{eksfiltrasi Ruang Bakar}} = \dot{m}_2 \times cp \times (Ts - Ta)$$

$$Q_{\text{efiltrasi total}} = Q_{\text{eksfiltrasi R. Oven}} + Q_{\text{eksfiltrasi R Bakar}}$$

2.3.4 Perhitungan Panas yang masuk ke pengering ($Q_{\text{Infiltrasi}}$)

Berdasarkan Hukum kekekalan masa

$$\dot{m}_{\text{infiltrasi R.Oven}} = \dot{m}_{\text{ekfiltrasi R.Oven}}$$

$$\dot{m}_{\text{infiltrasi R.Bakar}} = \dot{m}_{\text{ekfiltrasi R.Bakar}}$$

$$Q_{\text{infiltrasi R oven}} = \dot{m} \times c_p \times (\Delta T)$$

$$Q_{\text{infiltrasi R. Bakar}} = \dot{m} \times c_p \times (\Delta T)$$

$$Q_{\text{Infiltrasi Total}} = Q_{\text{loss Infiltrasi R. Oven}} + Q_{\text{loss Infiltrasi R. Bakar}}$$

2.3.5 Kerugian Panas Total yang keluar dari pengering ($Q_{\text{loss total}}$)

$$Q_{\text{loss total}} = Q_{\text{loss dinding}} + Q_{\text{infiltrasi total}} + Q_{\text{ekfiltrasi total}}$$

2.3.6 Perhitungan Panas yang Masuk ke Pengering ($Q_{\text{in}}(W)$)

Dimana panas yang masuk ke dalam pengering (Q_{in}) dipengaruhi oleh bahan bakar dari kompor. Adapun bahan bakar yang digunakan dalam penelitian ini berasal dari gas LPG.

Berdasarkan tabel.1 bahan bakar gas LPG didapat:

$$\text{LHV} = 46,607 \text{ MJ/kg}$$

- Perhitungan panas yang masuk dalam pengering

$$Q_{\text{in}} = \dot{m}_{\text{bb}} \times \text{LHV} - \sum Q_{\text{loss Ruang Bakar}}$$

$$Q_{\text{in}} = \dot{m}_{\text{bb}} \times \text{LHV} - (Q_{\text{loss Dinding R.Bakar}} + Q_{\text{loss Eksfiltrasi R.Bakar}} + Q_{\text{loss Infiltrasi R.Bakar}})$$

$$\text{Dimana, } \dot{m}_{\text{bb}} = \frac{\text{Massa Bahan Bakar}}{t} \dots \dots \dots (2.32)$$

2.3.7 Perhitungan Laju Perpindahan Panas Untuk Menghilangkan Kadar Air Pada Produk ($Q_{\text{evap}}(W)$)

$$Q_{\text{evaporasi}} = Q_{\text{in}} - \sum Q_{\text{loss Ruang Oven}}$$

$$Q_{\text{evaporasi}} = Q_{\text{in}} - (Q_{\text{loss dinding R. Oven}} + Q_{\text{loss dinding R. oven}} + Q_{\text{loss dinding R. oven}})$$

2.3.8 Kadar Air yang Dikeluarkan Produk (%)

$$\text{Kadar air yang keluar (\%)} = \frac{M_1 - M_2}{M_1} \times 100\%$$

Dimana :

M_1 = Massa temulawak basah (kg)

M_2 = Massa temulawak kering (kg)



BAB III METODOLOGI

3.1 Langkah-langkah Mendapatkan Parameter.

Berdasarkan tujuan dari tugas akhir ini Untuk menentukan efisiensi terbesar terhadap kinerja oven melalui variasi bukaan cerobong diperlukan Langkah-langkah untuk mendapatkan parameter unjuk kerja dari referensi yang ada.

Dari Neraca kalor yang ditunjukkan pada gambar 2.8 untuk menentukan efisiensi terbesar pada tiap variasi bukaan cerobong parameternya adalah antara lain:

1. Panas yang keluar menembus dinding *Stainless Steel* pengering ($Q_{\text{loss dinding}}$).

Berdasarkan Dasar teori untuk menentukan $Q_{\text{loss dinding}}$ terlebih dahulu menentukan Koevisien konveksi dengan data yang diperlukan adalah:

- $T_{\text{surface}} (^{\circ}\text{K})$
- $T_{\infty} (^{\circ}\text{K})$
- $v (10^{-6} \text{ m}^2/\text{s})$
- $k (10^{-3} \text{ W/m.K})$
- $\alpha (10^{-6} \text{ m}^2/\text{s})$
- Pr
- $\rho (\text{kg/m}^3)$
- $\mu (10^{-7} \text{ N.s/m}^2)$;
- $T_s > T_f, n = 0,4$; $T_s < T_f, n = 0,3$;
- $\beta = \frac{1}{T_{\infty}}$
- Luasan Dinding (m^2)

Kemudian kita dapat mencari Keugian panas yang keluar menembus dinding oven dengan data yang diperlukan adalah:

- Koevisien konveksi ($\text{W/m}^2.\text{K}$)
- Konduktifitas Thermal (W/m.K)
- Tebal dinding
- Luasan dinding (m^2)

2. Panas yang keluar dari pengering ($Q_{\text{eksfiltrasi}}$)

Berdasarkan Dasar teori untuk menentukan Q_{eksfiltrasi} data yang diperlukan adalah

- $T_{\text{surface}} (^{\circ}\text{K})$
 - ρ_{udara}
 - c_p
 - $\bar{V}$
 - Luasan Cerobong (m^2)
3. Panas yang masuk dari udara lingkungan ke oven atau pengering ($Q_{\text{infiltrasi}}$)
Sama dengan $Q_{\text{eksfiltrasi}}$ hanya saja arah alirannya berbeda.
4. Kerugian panas Total ($Q_{\text{loss total}}$) yang keluar dari oven atau pengering.
Diperoleh dari penjumlahan $Q_{\text{loss dinding}}$, $Q_{\text{eksfiltrasi}}$ dan $Q_{\text{infiltrasi}}$
5. Panas yang masuk dari ruang bakar ke pengering (Q_{in}).
Berdasarkan Dasar teori untuk menentukan Q_{in} data yang diperlukan adalah:
- Low Heating Value (LHV)
 - Massa bahan bakar (kg)
6. Besar panas untuk menghilangkan kadar air kulit sapi (Q_{evap}).
Diperoleh dari Eliminasi persamaan Neraca Kalor.

Dari parameter diatas dapat dibandingkan dengan Kadar air yang hilang dari kulit sapi tersebut melalui besar bukaan cerobong dengan data yang dibutuhkan adalah Massa bahan uji (Kg). Sehingga bisa dicapai tujuan dari Tugas akhir ini.

3.2 Benda Uji

Benda Uji yang dipakai dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah Kulit sapi untuk bahan pembuatan Kerupuk rambak. Proses pembuatan kerupuk rambak terdiri dari beberapa tahap antara lain :

- Proses pencucian
- Proses perendaman air kapur
- Proses pengirisan
- Proses pengeringan

- **Proses penggorengan**

Dari semua proses di atas kami hanya mengambil Proses pengeringan saja.

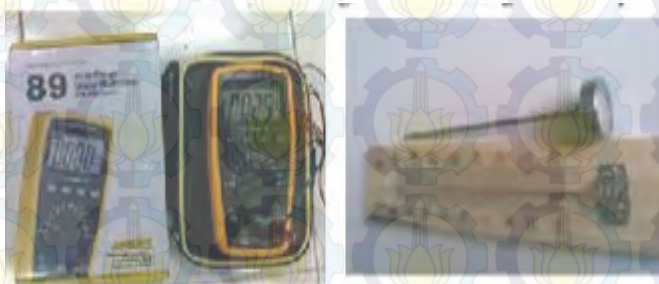
Berdasarkan referensi yang ada Untuk irisan kulit sapi dapat dikeringkan menggunakan alat pengering energi surya, dimana suhu pengering dalam ruang pengering berkisar antara 36 - 65°C dengan tingkat kelembaban 32,8 - 53,3% menghasilkan kadar minyak atsiri lebih tinggi dibandingkan dengan pengeringan matahari langsung.

Pengeringan pada suhu terlalu tinggi dapat merusak komponen aktif, sehingga mutunya dapat menurun. Untuk irisan kulit sapi yang dikeringkan dengan sinar matahari langsung, sebelum dikeringkan terlebih dulu irisan kulit sapi direndam dalam air kapur selama 3 jam. Kelebihan dari alat ini adalah waktu penjemuran lebih singkat yaitu sekitar 12 jam, dibandingkan dengan sinar matahari membutuhkan waktu lebih dari 1 hari.

3.3 Peralatan Ukur Untuk Pengujian

Peralatan ukur yang digunakan dalam pengujian sehingga diperoleh data – data yang kemudian digunakan dalam proses perhitungan terdiri atas:

1. *Thermometer*, berfungsi untuk mengukur temperatur.



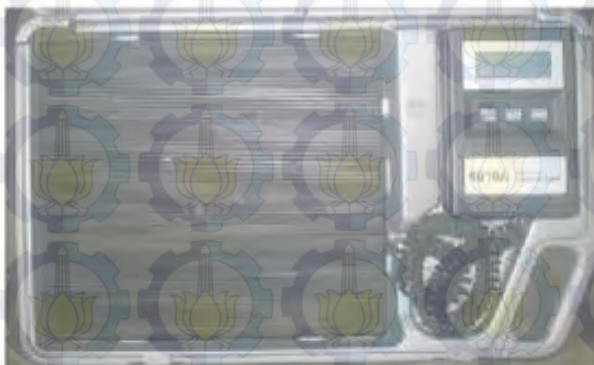
Gambar 3.1 *Thermometer*

2. *Anemometer* untuk mengukur kecepatan aliran uap jenuh dari dalam pengering ke udara bebas dapat diketahui pula. Anemometer diletakkan pada cerobong, pada saat melakukan pengukuran



Gambar 3.2 *Anemometer*

3. Timbangan, berfungsi untuk mengetahui berat bahan baik bahan basah maupun bahan kering, sehingga dapat diketahui persentase hilangnya kandungan air dari bahan basah menjadi bahan kering.



Gambar 3.3 Timbangan



Gambar 3.4 Proses Penimbangan Tabung Gas LPG

4. Higrometer, berfungsi untuk mengukur kelembaban udara ruangan (*relative humidity*).



Gambar 3.5 Higrometer

Adapun langkah dan prosedur penyusunan tugas akhir ini secara berurutan dapat dijelaskan sebagai berikut :

3.4 Prosedur Percobaan/Pengujian

Untuk melakukan pengujian, dilakukan beberapa tahap pengujian di antaranya:

3.4.1 Tahap Persiapan

1. Mempersiapkan bahan yang akan dikeringkan, yaitu irisan kulit sapi dalam bentuk irisan memanjang.
2. Mempersiapkan alat pengering (oven) yang akan di uji.
3. Mempersiapkan Bahan bakar (LPG)
4. Mempersiapkan Regulator dan alat penunjang lainnya seperti Obeng dll

3.4.2 Tahap Penyalaan Alat

1. Meletakkan produk yang akan dikeringkan diatas rak –rak pengering (oven) sampai memenuhi luas rak.
2. Memasang regulator selang LPG ke kompor.
3. Memanaskan pengering dengan menyalakan kompor LPG yang berada di bagian bawah oven.
4. Tunggu sampai temperatur Steady.



Gambar 3.6 Penataan Irisan Kulit Sapi Pada Rak

3.4.3 Tahap Pengambilan Data

Pada tahap ini, data – data diambil dengan melakukan pengaturan pembukaan cerobong Ruang Oven dalam hal ini cerobong udara oven pada kondisi terbuka 0%, 25%, 50%, 75% dan 100%. Kemudian untuk setiap keadaan cerobong udara yang perlu dicatat antara lain:

- Massa kulit sapi basah dan kulit sapi kering.
- Massa LPG awal dan akhir.
- Durasi waktu kompor menyala.
- Temperatur dinding dalam dan dinding luar tiap Ruang Pengereng (Ruang Oven dan Ruang Bakar)
- Temperatur Udara dalam di Ruang Bakar.
- Temperatur Ruang Oven.
- Temperatur Udara luar
- Kecepatan aliran fluida pada tiap-tiap cerobong (cerobong ruang Oven dan cerobong ruang Bakar) dengan anemometer.
- Waktu yang diperlukan sampai kulit sapi menjadi kering.



Gambar 3.7 Pengaturan lubang cerobong udara

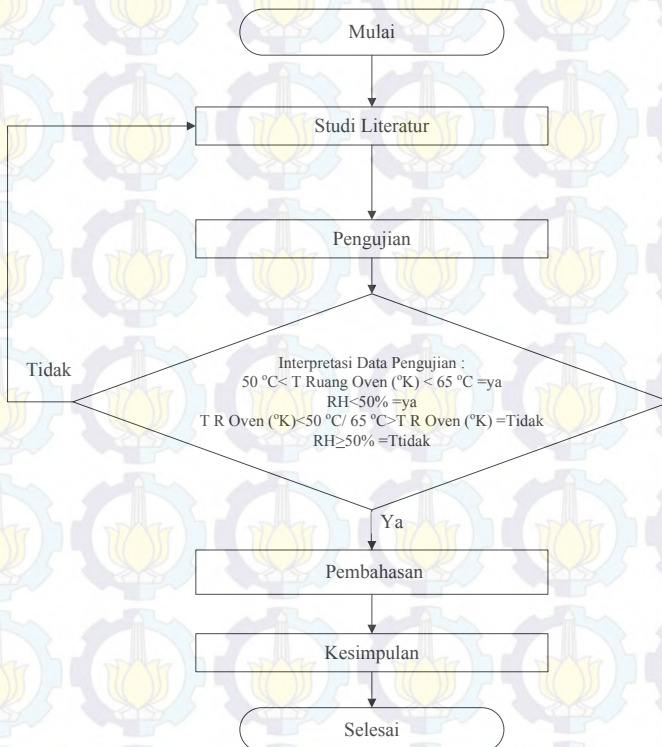
Gambar di atas menunjukkan lubang cerobong udara yang letaknya di bagian atas oven sebagai panas yang keluar dari pengering (Q_{eksfiltrasi} (W)) yang berfungsi sebagai penurun kadar air (RH) di ruang oven agar tetap di bawah 50% sehingga proses pengeringan kulit sapi rata di setiap rak. Kondisi cerobong terbuka 100% yang bisa disebut sebagai jalur panas yang keluar dari pengering (Q_{out} (W)).

Setelah dilakukan pengujian dan diperoleh data – data hasil pengujian seperti yang ditunjukkan pada kemudian dilakukan beberapa perhitungan di antaranya :

- Menghitung kerugian panas ($Q_{\text{loss dinding}}$) yang keluar menembus dinding *Stainless Steel* pengering selama proses pengeringan bahan untuk setiap pengaturan cerobong udara
- Menghitung besar panas yang keluar dari pengering (Q_{eksfiltrasi})
- Menghitung perpindahan panas yang masuk ke pengering (Q_{infiltrasi})
- Menghitung kerugian panas Total ($Q_{\text{loss total}}$) yang keluar pengering selama proses pengeringan bahan untuk setiap pengaturan cerobong udara.
- Menghitung besar panas yang masuk ke pengering (Q_{in}) untuk setiap pengaturan cerobong udara pada kondisi *steady state*.
- Menghitung besar panas untuk menghilangkan kadar air kulit sapi (Q_{evap}) selama proses pengeringan untuk setiap pengaturan ventilasi udara.
- Menghitung kadar air yang hilang dari kulit sapi tersebut.

3.5 Diagram Alir Tugas Akhir

Agar dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini, ditempuh beberapa tahap antara lain dapat dilihat pada *flowchart* di bawah ini :



Gambar 3.8 *FlowChart* Pengerjaan Tugas Akhir



BAB IV ANALISIS PERHITUNGAN

4.1. Data Spesifikasi Alat

➤ Dimensi Model Oven

Panjang	= 600 mm	= 0,600 m
Lebar	= 395 mm	= 0,395 m
Tinggi	= 730 mm	= 0,730 m

➤ Ukuran Jendela

Panjang	= 405 mm	= 0,4 m
Lebar	= 100 mm	= 0,1 m

➤ Ukuran Cerobong

- Cerobong Ruang Oven
Diameter = 25 mm = 0,025 m
 $A_{c1} = \frac{\pi}{4} (0,025 \times 0,025) m^2 = 0,00049 m^2$
- Cerobong Ruang Bakar
Diameter = 10 mm = 0,01 m
 $A_{c2} = 3x \left(\frac{\pi}{4} (0,01 \times 0,01) m^2 \right) = 0,0002355 m^2$

➤ Ukuran Ventilasi

- Ventilasi Ruang Oven
Diameter = 20 mm = 0,02 m
 $A_v = \frac{\pi}{4} (0,02 \times 0,02) m^2 = 0,0003141 m^2$
- Ventilasi Ruang Bakar
Panjang = 130 mm = 0,13 m
Lebar = 100 mm = 0,1 m
Luas = 0,13 m x 0,1 m = 0,013 m²

➤ Data – data bahan bakar (LPG)

Bulk densil/massa jenis	: 0,00123 kg/m ³ or 493 g/cm ³
Nilai kalor	: 46,607 MJ/Kj
Konduktivitas termal	: 0,034 W/m K
Temp <i>ambient</i>	: 300 k

Kec angin *ambient* : 2,3 m/s

➤ Data Bahan Rambak Kulit Sapi

Kulit sapi basah dengan berat 0,65 kg (masing – masing rak 0,13 kg)

➤ L karakteristik

- Pada dinding vertikal, diasumsikan sebagai tinggi pada tiap dinding oven, jadi:
L depan, belakang, kanan, Kiri = 0,7 m
- pada dinding horizontal , menggunakan rumus :

$$L \text{ Atas, Bawah: } L = \frac{A}{P} = \frac{W}{2} = \frac{0,6 \text{ m}}{2} = 0,3 \text{ mn}$$

➤ Data dinding

- Bahan Dinding
 1. *Ambient*
Tebal (L_1) = 1 mm = 0,001 m
Konduktivitas termal (k_1) = 16,2 W/m^{°K}
 2. Kaca Jendela
Tebal (L_{glass}) = 5 mm = 0,005 m
Konduktivitas termal = 0,7 W/m^{°K}
- Luas Permukaan dinding
 1. Bagian Depan (A_1) = 0,438 m²
 2. Bagian Belakang (A_2) = (A_1) = 0,438 m²
 3. Bagian atas (A_3) = 0,237 m²
 4. Bagian Kiri (A_4) = 0,288 m²
 5. Bagian Kanan (A_5) = (A_4) = 0,288 m²
 6. Bagian Kaca Depan (A_{glass}) = 0,05 m²

4.2 Perhitungan Laju Perpindahan Panas yang Dibutuhkan di Ruang Oven

Berikut adalah perhitungan untuk menentukan $Q_{\text{evaporasi}}$ pada ruang oven, Q_{in} ialah panas yang dihasilkan dari oven, sedangkan indikator dari Q_{loss} ialah $Q_{\text{loss dinding}}$, $Q_{\text{loss infiltrasi}}$, dan $Q_{\text{loss eksfiltrasi}}$.

4.2.1 Perhitungan $Q_{\text{loss dinding}}$ (W) Pada Jenis Material yang Digunakan.

Material yang digunakan ialah plat *Stainless steel*. Struktur yang dirancang yaitu *single jacket*, maksudnya yaitu struktur pelapisannya terdiri dari plat *full stainless*.

Sebelum menghitung $Q_{\text{loss dinding}}$ untuk setiap pengaturan bukaan cerobong, harus diketahui dulu koefisien konveksi untuk bagian dalam (h_1) dan bagian luar (h_2), di ruang oven dan di ruang Bakar. Berikut adalah Contoh perhitungan koefisien konveksi pada bukaan valve cerobong Fully Open atau posisi valve 100%.

4.2.1.1 Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat Dinding Ruang Oven

1. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *Stainless* dinding depan, kanan, kiri lapisan dalam ruang oven.

- Temperatur rata-rata antara temperature ruang oven dan temperature *surface plate* bagian depan, kanan, kiri lapisan dalam ruang oven.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{332 + 330}{2} = 331$$

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 331K$, maka dapat diketahui property fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu :

$$k = 28,594 \cdot 10^{-3} \text{ W/ m. K}$$

$$\text{Pr} = 0,702$$

$$\rho = 1,058 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1,992 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$T_s > T_f, n = 0,4$$

$$\begin{aligned} D &= 4 \frac{Ac}{P} = 4 L \frac{(S-t)}{2(L+S-t)} \\ &= 4 \cdot 0,6 \frac{(0,395 - 0,0008)}{2(0,6 + 0,395 - 0,0008)} \end{aligned}$$

$$= 2,4 \cdot 0,198$$

$$= 0,475$$

- Panjang karakteristik

$$L = \text{Tinggi Plat Horizontal} = 0,73 \text{ m}$$

- *Mass Flow Rate*

$$\dot{m} = \rho \times V \times A$$

$$= 1,054 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,3 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,237 \text{ m}^2$$

$$= 0,074 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

- *Bilangan Reynold*

$$Re_D = \frac{4 \times \dot{m}}{\pi \times D \times \mu}$$

$$= \frac{4 \times 0,074 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{\pi \times 0,475 \text{ m} \times 1,992 \times 10^{-5} \text{ N} \cdot \text{s} / \text{m}^2}$$

$$= 9957,696$$

- *Bilangan Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $Re_D = 9957,696$, maka besarnya nilai tersebut merupakan *Turbulent*, dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** ialah $Re_D > 2.300$. Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

$$Nu_D = 0,023 \times Re_D^{4/5} \times Pr^n$$

$$= 0,023 \times 9957,696^{4/5} \times 0,702^{0,4}$$

$$= 31,534$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian depan,kanan,kiri lapisan dalam Ruang oven

$$h_1 = \frac{Nu_D \cdot k}{L}$$

$$= \frac{31,534 \cdot 28,594 \cdot 10^{-3} \text{ W/m.K}}{0,73 \text{ m}} \\ = 1,235 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

2. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *stainless* dinding depan, kanan, kiri lapisan luar ruang oven.

- Temperatur rata-rata antara temperature luar dan temperature *surface plate* bagian depan, kanan, kiri lapisan luar ruang oven.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{302 + 298}{2} = 300 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida
Dari $T_f = 300 \text{ K}$, maka dapat diketahui property fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu :

$$k = 2,63 \times 10^{-2} \text{ W/m.}$$

$$\text{Pr} = 0,707$$

$$\mu = 1,846 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$v = 1,589 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\alpha = 2,25 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{300} = 3,333 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

- Panjang karakteristik

$$L = \text{Tinggi Plat Horizontal} = 0,73 \text{ m}$$

- Bilangan *Rayleigh*

$$\text{Ra}_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 3,333 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} (302 - 298) \times (0,73 \text{ m})^3}{1,589 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \times 2,25 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \\
 &= \frac{0,05 \text{ m}^4/\text{s}^2}{3,575 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{s}^2} \\
 &= 1,398 \times 10^{-2} \times 10^{10} \\
 &= 1,398 \times 10^8
 \end{aligned}$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $R_{aL} = 1,398 \times 10^8$, dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** Karena $R_{aL} < 10^9$ Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

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

$$\overline{Nu_L} = 0,68 + \frac{0,67 \times (1,398 \times 10^8)^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + (0,492 / 0,707)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{4}{9}}}$$

$$= 0,68 + \frac{72,853}{1,303}$$

$$= 56,591$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian depan,kanan,kiri lapisan Luar Ruang oven

$$h_2 = \frac{Nu_L k}{L}$$

$$= \frac{56,591 \times 2,63 \times 10^{-2} \text{ W/mK}}{0,73 \text{ m}}$$

$$= 2,038 \text{ W/m}^2\text{K}$$

3. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *stainless* dinding belakang lapisan dalam ruang oven.

- Temperatur rata-rata antara temperatur atmosfer dan temperature *surface plate* bagian luar oven.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{332 + 330}{2} = 331 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 331\text{K}$, maka dapat diketahui property fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu :

$$K = 28,594 \cdot 10^{-3} \text{ W/ m. K}$$

$$\text{Pr} = 0,702$$

$$\rho = 1,058 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1,992 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$T_s > T_f, n = 0,4$$

$$D = 4 \frac{Ac}{P} = 4 L \frac{(S-t)}{2 (L+S-t)}$$

$$= 4 \cdot 0,6 \frac{(0,395-0,0008)}{2 (0,6 + 0,395-0,0008)}$$

$$= 2,4 \cdot 0,198$$

$$= 0,475$$

- Panjang karakteristik

$$L = \text{Tinggi Plat Horisontal} = 0,73 \text{ m}$$

- *Mass Flow Rate*

$$\dot{m} = \rho \times V \times A$$

$$= 1,058 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,3 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,237 \text{ m}^2$$

$$= 0,075 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

- Bilangan *Reynold*

$$R_{eD} = \frac{4 \times \dot{m}}{\pi \times D \times \mu}$$

$$= \frac{4 \times 0,075 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{\pi \times 0,475 \text{ m} \times 1,992 \times 10^{-5} \text{ N.s/m}^2}$$

$$= 10092,26$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $R_{eD} = 10092,26$, maka besarnya nilai tersebut merupakan *Turbulent*, dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** ialah $R_{eD} > 2.300$. Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

$$N_{uD} = 0,023 \times R_{eD}^{4/5} \times P_r^n$$

$$= 0,023 \times 10092,26^{4/5} \times 0,702^{0,4}$$

$$= 31,875$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian belakang lapisan dalam Ruang oven

$$h_1 = \frac{N_{uD} \cdot k}{L}$$

$$= \frac{31,875 \cdot 28,594 \cdot 10^{-3} \text{ W/m.K}}{0,73 \text{ m}}$$

$$= 1,248 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

4. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *stainless* dinding belakang lapisan luar ruang oven.

- Temperatur rata-rata antara temperature luar dan temperature *surface plate* bagian belakang lapisan luar ruang oven.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{312 + 298}{2} = 305 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 305 \text{ K}$, maka dapat diketahui property fluida dari

Appendix A.4 dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu:

$$k = 2,667 \times 10^{-2} \text{ W/m}.$$

$$\text{Pr} = 0,706$$

$$\mu = 1,869 \times 10^{-5} \text{ N.s/m}^2$$

$$\nu = 1,639 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\alpha = 2,324 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{305} = 3,278 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

- Panjang karakteristik
L = Tinggi Plat Horizontal = 0,73 m
- Bilangan *Rayleigh*

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \\ &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 3,278 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} (312 - 298) \times (0,73 \text{ m})^3}{1,639 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \times 2,324 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \\ &= \frac{0,175 \text{ m}^4/\text{s}^2}{3,809 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{s}^2} \\ &= 4,594 \times 10^{-2} \times 10^{10} \\ &= 4,594 \times 10^8 \end{aligned}$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $R_{aL} = 4,594 \times 10^8$. dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** Karena $R_{aL} \leq 10^9$ Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

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

$$\overline{Nu_L} = 0,68 + \frac{0,67 \times (4,594 \times 10^8)^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + (0,492 / 0,706)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{4}{9}}}$$

$$= 0,68 + \frac{98,089}{1,303}$$

$$= 75,959$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian belakang lapisan luar Ruang oven

$$h_2 = \frac{Nu_{L,k}}{L}$$

$$= \frac{75,959 \times 2,667 \times 10^{-2} \text{ W/mK}}{0,73 \text{ m}}$$

$$= 2,775 \text{ W/m}^2\text{K}$$

5. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *Stainless Steel* dinding bagian Atas Lapisan dalam ruang oven.

- Temperatur rata-rata antara temperatur ruang oven dan temperatur *surface plate* bagian Atas lapisan dalam ruang oven.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{332 + 330}{2} = 331 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida
Dari $T_f = 331\text{ K}$, maka dapat diketahui properti fluida dari

Appendix A.4 dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu :

$$k = 28,594 \cdot 10^{-3} \text{ W/ m. K}$$

$$\text{Pr} = 0,702$$

$$\rho = 1,058 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1.992 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$T_s > T_f, n = 0,4$$

- $$D = 4 \frac{Ac}{P} = 4 L \frac{(S-t)}{2(L+S-t)}$$

$$= 4 \cdot 0,6 \frac{(0,395 - 0,0008)}{2(0,6 + 0,395 - 0,0008)}$$

$$= 2,4 \cdot 0,198$$

$$= 0,475$$

- Panjang karakteristik
Khusus L karakteristik pada dinding horizontal ,
menggunakan rumus :

$$L = \frac{A}{P} = \frac{W}{2} = \frac{0,6m}{2} = 0,3m$$

- *Mass Flow Rate*

$$\dot{m} = \rho x V x A$$

$$= 1,058 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} x 0,3 \frac{\text{m}}{\text{s}} x 0,237 \text{ m}^2$$

$$= 0,075 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

- Reynold Number (R_{eD})

$$R_{eD} = \frac{4 x \dot{m}}{\pi x D x \mu}$$

$$= \frac{4 \times 0,075 \frac{kg}{s}}{\pi \times 0,475 m \times 1,992 \times 10^{-5} N.s/m^2}$$

$$= 10092,26$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $Re_D = 10094,21$, maka besarnya nilai tersebut merupakan *Turbulent*, dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** ialah $Re_D > 2.300$. Maka rumus Nusselt yang digunakan ialah :

$$Nu_D = 0,023 \times Re_D^{4/5} \times Pr^n$$

$$= 0,023 \times 10092,26^{4/5} \times 0,702^{0,4}$$

$$= 31,875$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian Atas lapisan dalam Ruang oven

$$h_1 = \frac{Nu_D \cdot k}{L}$$

$$= \frac{31,875 \cdot 28,594 \cdot 10^{-3} W/m.K}{0,3 m}$$

$$= 3,038 W/m^2.K$$

6. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *Stainless Steel* dinding bagian Atas di Lapisan luar ruang oven.

- Temperatur rata-rata antara temperature luar dan temperature *surface plate* bagian atas lapisan luar ruang oven.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{312 + 298}{2} = 305 K$$

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 305 K$, maka dapat diketahui property fluida dari

Appendix A.4 dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu:

$$k = 2,667 \times 10^{-2} W/m.$$

$$Pr = 0,706$$

$$\mu = 1,869 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$v = 1,639 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}$$

$$\alpha = 2,324 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{305} = 3,278 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

- Panjang karakteristik
Khusus L karakteristik pada dinding horizontal ,
menggunakan rumus :

$$L = \frac{A}{P} = \frac{W}{2} = \frac{0,6m}{2} = 0,3m$$

- Bilangan *Rayleigh*

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \\ &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 3,278 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}(312-298) \times (0,3 \text{ m})^3}{1,639 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \times 2,324 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \\ &= \frac{0,012 \text{ m}^4/\text{s}^2}{3,809 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{s}^2} \\ &= 3,15 \times 10^{-3} \times 10^{10} \\ &= 3,15 \times 10^7 \end{aligned}$$

- Bilangan *Nusselt*
Dengan hasil nilai dari $Ra_L = 3,15 \times 10^7$. dengan batas
yang bersumber dari dari buku **Fundamental Of Heat And
Mass Transfer** Karena $Ra_L \leq 10^9$ Maka rumus Nuselt
yang digunakan ialah :

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

$$\overline{Nu}_L = 0,68 + \frac{0,67 x (3,15 x 10^7)^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + (0,492 / 0,706)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{4}{9}}}$$

$$= 0,68 + \frac{50,194}{1,303}$$

$$= 39,201$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian Atas lapisan Luar Ruang oven

$$h_2 = \frac{Nu_L k}{L}$$

$$= \frac{39,201 \times 2,667 \times 10^{-2} \text{ W/mK}}{0,3 \text{ m}}$$

$$= 3,484 \text{ W/m}^2\text{K}$$

4.2.1.2 Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat Dinding Ruang Bakar

Material yang digunakan ialah plat stainless steel. Struktur yang dirancang yaitu *single jacket*, maksudnya yaitu struktur pelapisannya terdiri dari plat *full stainless*.

1. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *Stainless Steel* dinding bagian bawah di Lapisan dalam ruang bakar.
 - Temperatur rata-rata antara temperatur ruang bakar dan temperatur *surface plate* bagian bawah lapisan dalam ruang bakar.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{353 + 351}{2} = 352 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 352 \text{ K}$

maka dapat diketahui properti fluida dari *Appendix A.4* dari buku **Fundamental Of Heat And Mass Transfer**, yaitu :

$$k = 3,015 \cdot 10^{-2} \text{ W/ m. K}$$

$$\text{Pr} = 0,699$$

$$\mu = 2,09 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$\nu = 2,113 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\alpha = 3,023 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{352} = 2,84 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

- Panjang karakteristik

$$L = \frac{A}{P} = \frac{W}{2} = \frac{0,6\text{m}}{2} = 0,3\text{m}$$

- Bilangan *Rayleigh*

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \\ &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 2,84 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} (355 - 351) \times (0,3 \text{ m})^3}{2,113 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \times 3,023 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \\ &= \frac{0,0015 \text{ m}^4/\text{s}^2}{6,387 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{s}^2} \\ &= 2,348 \times 10^{-4} \times 10^{10} \\ &= 2,348 \times 10^6 \end{aligned}$$

- Korelasi pada plat horizontal

Nusselt Number rata – rata untuk konveksi bebas tergantung pada permukaan plat dingin menghadap ke atas (*Upper surface of Cooled plate*)

$$\begin{aligned}\overline{Nu_L} &= 0,27 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^5 \leq Ra_L \leq 10^{10}) \\ &= 0,27 \cdot (2,348 \times 10^6)^{1/4} \\ &= 10,569\end{aligned}$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian bawah lapisan Dalam Ruang Bakar

$$\begin{aligned}h_1 &= \frac{\overline{Nu_L} \cdot k}{L} \\ &= \frac{10,569 \cdot 3,015 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K}}{0,3 \text{ m}} \\ &= 1,109 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}\end{aligned}$$

2. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *Stainless Steel* dinding bagian bawah di Lapisan luar Ruang bakar.

- Temperatur rata-rata antara temperatur ruang bakar dan temperatur *surface plate* bagian bawah lapisan luar ruang bakar.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{312 + 298}{2} = 305 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida
Dari $T_f = 305 \text{ K}$, maka dapat diketahui property fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu:

$$k = 2,667 \times 10^{-2} \text{ W/m.}$$

$$Pr = 0,706$$

$$\mu = 1,869 \times 10^{-5} \text{ N.s/m}^2$$

$$\nu = 1,639 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}$$

$$\alpha = 2,324 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{305} = 3,278 \times 10^{-3} K^{-1}$$

- Panjang karakteristik

$$L = \frac{A}{P} = \frac{W}{2} = \frac{0,6m}{2} = 0,3m$$

- Bilangan *Rayleigh*

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \\ &= \frac{9,81 \frac{m}{s^2} \times 3,278 \times 10^{-3} K^{-1} (312 - 298) \times (0,3 m)^3}{1,639 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s} \times 2,324 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}} \\ &= \frac{0,0121 \frac{m^4}{s^2}}{3,809 \times 10^{-10} \frac{m^4}{s^2}} \\ &= 3,15 \times 10^{-3} \times 10^{10} \\ &= 3,15 \times 10^7 \end{aligned}$$

- Korelasi pada plat horizontal
Nusselt Number rata – rata untuk konveksi bebas tergantung pada permukaan plat dingin menghadap ke atas (*Lower surface of Cooled plate*)

$$\begin{aligned} \overline{Nu}_L &= 0,54 Ra_L^{\frac{1}{4}}, (10^4 \leq Ra_L \leq 10^{10}) \\ &= 0,54 \cdot (3,15 \times 10^7)^{1/4} \\ &= 40,454 \end{aligned}$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian bawah lapisan luar Ruang Bakar

$$h_2 = \frac{\overline{Nu_L} \cdot k}{L} = \frac{40,454 \cdot 2,667 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K}}{0,3 \text{ m}} = 3,596 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

3. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *Stainless Steel* dinding bagian depan, belakang ,kanan, kiri di Lapisan dalam ruang bakar.

- Temperatur rata-rata antara temperatur ruang bakar dan temperatur *surface plate* bagian depan, belakang ,kanan, kiri lapisan dalam Ruang bakar.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{353 + 351}{2} = 352 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida

Dari $T_f = 352 \text{ K}$, maka dapat diketahui properti fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu :

$$k = 3,015 \cdot 10^{-2} \text{ W/m.K}$$

$$\text{Pr} = 0,699$$

$$\mu = 2,09 \times 10^{-5} \text{ N.s/m}^2$$

$$\nu = 2,113 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\alpha = 3,023 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{352} = 2,84 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

- Panjang karakteristik

$$L = \text{Tinggi Plat Horizontal} = 0,03 \text{ m}$$

- Bilangan *Rayleigh*

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

$$\begin{aligned}
 &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 2,84 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} (353-351) \times (0,03 \text{ m})^3}{2,113 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \times 3,023 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \\
 &= \frac{1,504 \times 10^{-6} \text{ m}^4/\text{s}^2}{6,387 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{s}^2} \\
 &= 2,354 \times 10^{-7} \times 10^{10} \\
 &= 2,354 \times 10^3
 \end{aligned}$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $R_{aL} = 2,354 \times 10^3$. Dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** Karena $R_{aL} \leq 10^9$ Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

$$\begin{aligned}
 \overline{Nu_L} &= 0,68 + \frac{0,67 Ra_L^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + (0,492 / Pr)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{4}{9}}} \\
 \overline{Nu_L} &= 0,68 + \frac{0,67 \times (2,354 \times 10^3)^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + (0,492 / 0,699)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{4}{9}}} \\
 &= 0,68 + \frac{4,666}{1,304} \\
 &= 4,258
 \end{aligned}$$

- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian depan, belakang ,kanan, kiri dalam Ruang Bakar

$$\begin{aligned}
 h_1 &= \frac{Nu_L k}{L} \\
 &= \frac{4,258 \times 3,015 \times 10^{-2} \text{ W/mK}}{0,03 \text{ m}} \\
 &= 4,279 \text{ W/m}^2\text{K}
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan Koefisien Konveksi Pada Plat *stainless* dinding depan, belakang, kanan, kiri lapisan luar ruang bakar .

- Temperatur rata-rata antara temperatur ruang bakar dan temperatur *surface plate* bagian , belakang, kanan, kiri lapisan luar ruang bakar.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{302 + 298}{2} = 300 \text{ K}$$

- Properti-properti fluida
Dari $T_f = 300 \text{ K}$, maka dapat diketahui property fluida dari *Appendix A.4* dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer***, yaitu:

$$k = 2,63 \times 10^{-2} \text{ W/ m.}$$

$$\text{Pr} = 0,707$$

$$\mu = 1,846 \times 10^{-5} \text{ N.s /m}^2$$

$$\nu = 1,589 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\alpha = 2,25 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$\beta = \frac{1}{T_f} = \frac{1}{300} = 3,333 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

- Panjang karakteristik

$$L = \text{Tinggi Plat Horizontal} = 0,03 \text{ m}$$

- Bilangan *Rayleigh*

$$\begin{aligned} Ra_L &= \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \\ &= \frac{9,81 \text{ m/s}^2 \times 3,333 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} (302 - 298) \times (0,03 \text{ m})^3}{1,589 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \times 2,25 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}} \\ &= \frac{3,531 \times 10^{-6}}{3,575 \times 10^{-10} \text{ m}^4/\text{s}^2} \end{aligned}$$

$$= 9,876 \times 10^{-7} \times 10^{10}$$

$$= 9,876 \times 10^3$$

- Bilangan *Nusselt*

Dengan hasil nilai dari $R_{aL} = 9,876 \times 10^3$. Dengan batas yang bersumber dari dari buku ***Fundamental Of Heat And Mass Transfer*** Karena $R_{aL} \leq 10^9$ Maka rumus Nuselt yang digunakan ialah :

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

$$\overline{Nu_L} = 0,68 + \frac{0,67 \times (9,876 \times 10^3)^{\frac{1}{4}}}{\left[1 + (0,492 / 0,707)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{4}{9}}}$$

$$= 0,68 + \frac{6,679}{1,303}$$

$$= 5,805$$

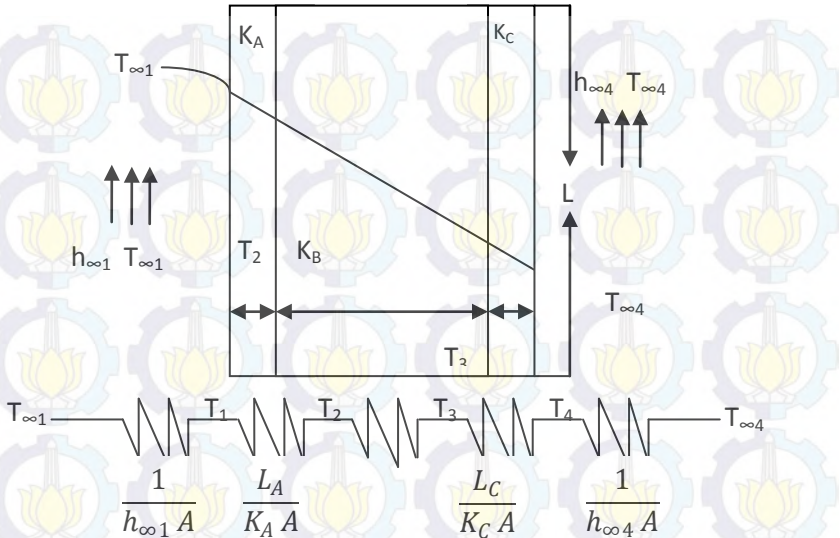
- Koefisien konveksi pada plat *Stainless Steel* dinding bagian depan, belakang ,kanan, kiri luar Ruang Bakar

$$h_2 = \frac{Nu_L k}{L}$$

$$= \frac{5,805 \times 2,63 \times 10^{-2} \text{ W/mK}}{0,03 \text{ m}}$$

$$= 5,089 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

4.2.1.3 Perhitungan Kerugian Panas (Q_{loss}) Pada Dinding Ruang Oven



Gambar 4.1 Perpindahan Panas Pada Dinding Berlapis Seri
Contoh: Perhitungan kerugian panas (Q_{loss}) pada kondisi cerobong terbuka penuh untuk setiap bagian dinding:

1. Dinding bagian Depan

$$\begin{aligned}
 R_{\text{tot}}'' &= \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1} \\
 &= \frac{1 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{K}}{2,038 \text{ W}} + \frac{0,001 \text{ m} \cdot ^\circ\text{K}}{16,2 \text{ W}} + \frac{0,001 \text{ m} \cdot ^\circ\text{K}}{16,2 \text{ W}} + \frac{1 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{K}}{1,235 \text{ W}} \\
 &= 1,3 \frac{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{K}}{\text{W}} \\
 Q_{\text{loss1}}'' &= \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{\text{tot}}''} \\
 &= \frac{(57 - 25)^\circ\text{C W}}{1,3 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{K}} = 264,615 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}
 \end{aligned}$$

$$\text{Karena : } Q''_{loss1} = \frac{Q_{loss}}{A_1}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga : } Q_{oss1} &= Q''_{loss1} \times A_1 \\ &= 24,615 \frac{W}{m^2} \times 0,438 m^2 \\ &= 10,781 W\end{aligned}$$

❖ Bagian kaca jendela ($Q_{loss \text{ glass}}$)

$$\begin{aligned}&= \frac{1 m^2 \cdot ^\circ K}{1,029 W} + \frac{0,005 m \cdot m^\circ K}{0,07 W} + \frac{1 m^2 \cdot ^\circ K}{1,143 W} \\ &= 1,918 \frac{m^2 \cdot ^\circ K}{W}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q''_{loss} &= \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{tot}''} \\ &= \frac{(57 - 25)^\circ C W}{1,918 m^2 \cdot ^\circ K} = 16,684 \frac{W}{m^2}\end{aligned}$$

$$\text{Karena : } Q''_{loss} = \frac{Q_{loss}}{A_{glass}}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga : } Q_{loss \text{ glass}} &= Q''_{loss} \times A_{glass} \\ &= 16,684 \frac{W}{m^2} \times 0,04 m^2 \\ &= 0,667 W\end{aligned}$$

Maka untuk Q_{loss} bagian depan menjadi:

$$\begin{aligned}Q_{loss1} &= Q_{loss} + Q_{loss(glass)} \\ &= 10,781 + 0,667 = 11,448 W\end{aligned}$$

2. Dinding Bagian Kanan $Q_{\text{loss}2}$

$$R_{\text{tot}}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1}$$

$$= \frac{1 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{K}}{2,038 \text{ W}} + \frac{0,001 \text{ m} \cdot \text{m}^\circ\text{K}}{16,2 \text{ W}} + \frac{0,001 \text{ m} \cdot \text{m}^\circ\text{K}}{16,2 \text{ W}}$$

$$+ \frac{1 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{K}}{1,235 \text{ W}}$$

$$= 1,3 \frac{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{K}}{\text{W}}$$

$$Q_{\text{loss}3}'' = \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{\text{tot}}''}$$

$$= \frac{(57 - 25)^\circ\text{C W}}{1,3 \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{K}} = 24,615 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}$$

Karena, $Q_{\text{loss}2}'' = \frac{Q_{\text{loss}2}}{A_2}$

Sehingga : $Q_{\text{loss}2} = Q_{\text{loss}2}'' \times A_2$

$$= 24,615 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \times 0,288 \text{ m}^2$$

$$= 7,089 \text{ W}$$

3. Dinding bagian Kiri ($Q_{\text{loss}3}$)

Karena lapisan dan luasan dinding sama

$$Q_{\text{loss}3} = Q_{\text{loss}2}$$

4. Dinding bagian belakang ($Q_{\text{loss}4}$)

$$R_{\text{tot}}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1}$$

$$= \frac{1m^2 \circ K}{2,775W} + \frac{0,001m \cdot m \circ K}{16,2W} + \frac{1m^2 \circ K}{1,248W}$$

$$= 1,161 \frac{m^2 \circ K}{W}$$

$$Q''_{loss4} = \frac{(T_{\infty1} - T_{\infty2})}{R_{tot}''}$$

$$= \frac{(57 - 25) \circ CW}{1,161m^2 \circ K} = 27,562 \frac{W}{m^2}$$

$$\text{Karena : } Q''_{loss4} = \frac{Q_{loss}}{A_4}$$

$$\text{Sehingga : } Q_{loss4} = Q''_{loss4} \times A_4$$

$$= 27,562 \frac{W}{m^2} \times 0,438m^2$$

$$= 12,072W$$

5. Dinding bagian Atas (Q_{loss5})

$$R_{tot}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1}$$

$$= \frac{1m^2 \circ K}{3,484W} + \frac{0,001m \cdot m \circ K}{16,2W} + \frac{0,001m \cdot m \circ K}{16,2W} + \frac{1m^2 \circ K}{3,038W}$$

$$= 0,616 \frac{m^2 \circ K}{W}$$

$$Q''_{loss5} = \frac{(T_{\infty1} - T_{\infty2})}{R_{tot}''}$$

$$= \frac{(57 - 25) \circ CW}{0,616m^2 \circ K} = 51,948 \frac{W}{m^2}$$

$$\text{Karena : } Q''_{loss5} = \frac{Q_{loss}}{A_5}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga : } Q_{loss5} &= Q''_{loss5} \times A_5 \\ &= 51,948 \frac{W}{m^2} \times 0,438 m^2 \\ &= 22,753 W\end{aligned}$$

4.2.1.4 Perhitungan Kerugian Panas (Q_{loss}) Pada Dinding Ruang Bakar

1 Dinding bagian Bawah

$$\begin{aligned}R_{tot}'' &= \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1} \\ &= \frac{1 m^2 \circ K}{3,596 W} + \frac{0,001 m \cdot m \circ K}{16,2 W} + \frac{1 m^2 \circ K}{1,109 W} \\ &= 1,179 \frac{m^2 \circ K}{W} \\ Q''_{loss2} &= \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{tot}''} \\ &= \frac{(78 - 25) \circ C W}{1,179 m^2 \circ K} = 44,953 \frac{W}{m^2}\end{aligned}$$

$$\text{Karena : } Q''_{loss2} = \frac{Q_{loss}}{A_1}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga : } Q_{loss1} &= Q''_{loss2} \times A_1 \\ &= 44,953 \frac{W}{m^2} \times 0,237 m^2 \\ &= 10,653 W\end{aligned}$$

2 Dinding bagian Depan,

$$R_{tot}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1}$$

$$= \frac{1m^2 \cdot ^\circ K}{5,089W} + \frac{0,001m \cdot m^\circ K}{16,2W} + \frac{1m^2 \cdot ^\circ K}{4,279W}$$

$$= 0,43 \frac{m^2 \cdot ^\circ K}{W}$$

$$Q_{loss}'' = \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{tot}''}$$

$$= \frac{(78 - 25)^\circ C W}{0,43m^2 \cdot ^\circ K} = 123,255 \frac{W}{m^2}$$

Karena : $Q_{loss3} = \frac{Q_{loss}}{A_1}$

Sehingga : $Q_{loss2} = Q_{loss1} \times A_1$

$$= 123,255 \frac{W}{m^2} \times 0,018m^2$$

$$= 2,218W$$

3 Dinding bagian Belakang

Karena lapisan dan luasan dinding sama, maka :

$$Q_{loss3} = Q_{loss2}$$

4 Dinding bagian Kanan

$$R_{tot}'' = \frac{1}{h_2} + \frac{L_1}{k_1} + \frac{1}{h_1}$$

$$= \frac{1m^2 \cdot ^\circ K}{5,089W} + \frac{0,001m \cdot m^\circ K}{16,2W} + \frac{1m^2 \cdot ^\circ K}{4,279W}$$

$$= 0,43 \frac{m^2 \circ K}{W}$$

$$Q''_{loss 2} = \frac{(T_{\infty 1} - T_{\infty 2})}{R_{tot}}$$

$$= \frac{(78 - 25) \circ C W}{0,43 m^2 \circ K} = 123,255 \frac{W}{m^2}$$

$$\text{Karena : } Q''_{loss 2} = \frac{Q_{loss}}{A_1}$$

$$\text{Sehingga : } Q_{loss 1} = Q''_{loss 2} \times A_1$$

$$= 123,255 \frac{W}{m^2} \times 0,011 m^2$$

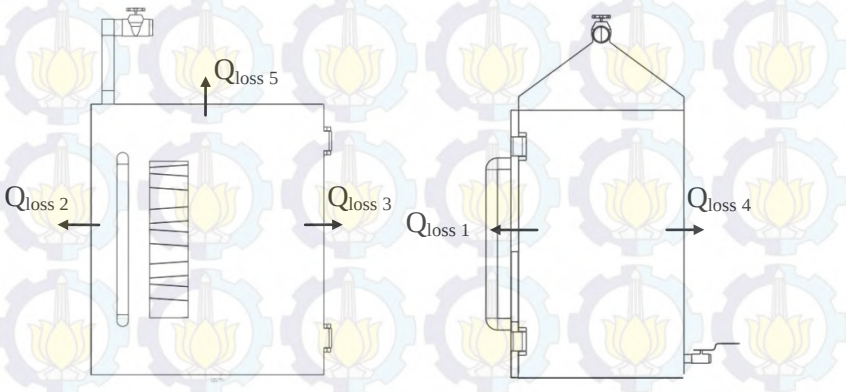
$$= 1,355 W$$

5 Dinding bagian Kiri

Karena lapisan dan luasan dinding sama, maka :

$$Q_{loss 5} = Q_{loss 4}$$

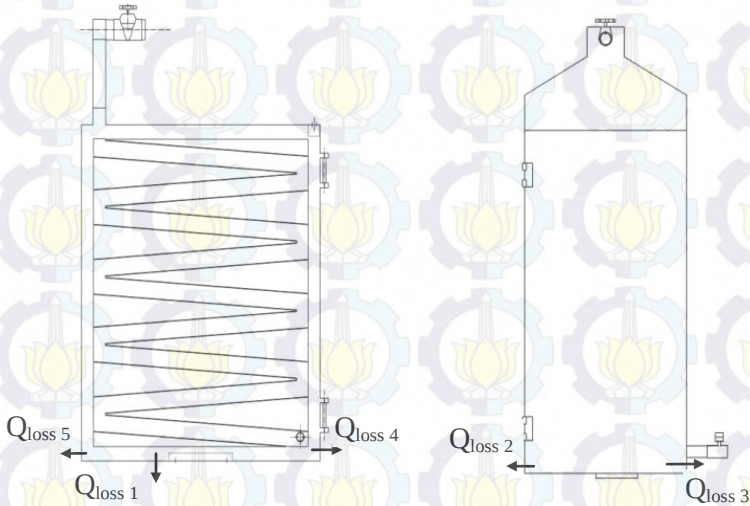
Jadi $Q_{loss \text{dinding}}$ total pada posisi 100% bukaan cerobong, yaitu:



Gambar 4.2 $Q_{loss \text{ dinding}}$ Ruang Oven

Jadi $Q_{\text{lossdinding}}$ total pada posisi 100% bukaan cerobong, yaitu:

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss dinding ruang oven}} &= Q_{\text{loss1}} + Q_{\text{loss2}} + Q_{\text{loss3}} + Q_{\text{loss4}} + Q_{\text{loss5}} \\ &= (11,448 + 7,089 + 7,089 + 12,072 + 22,753) \text{ W} \\ &= 60,451 \text{ W} \end{aligned}$$



Gambar 4.3 $Q_{\text{loss dinding}}$ Ruang Bakar

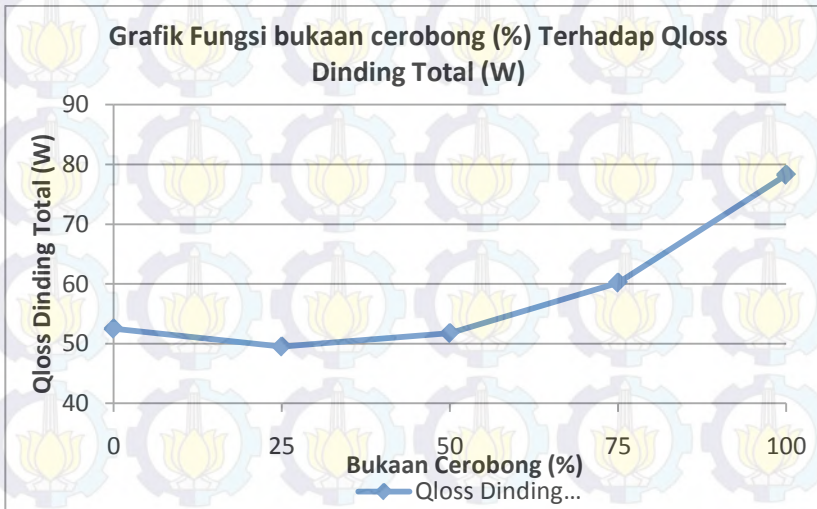
$$\begin{aligned} Q_{\text{loss dinding ruang bakar}} &= Q_{\text{loss1}} + Q_{\text{loss2}} + Q_{\text{loss3}} + Q_{\text{loss4}} + Q_{\text{loss5}} \\ &= (10,653 + 2,218 + 2,218 + 1,355 + 1,355) \text{ W} \\ &= 17,799 \text{ W} \end{aligned}$$

$Q_{\text{lossdinding total}} = Q_{\text{loss dinding ruang oven}} + Q_{\text{loss dinding ruang bakar}}$

$$Q_{\text{lossdinding total}} = 60,451 \text{ W} + 17,799 \text{ W} = 78,25 \text{ W}$$

Tabel 4.1 Hasil Perhitungan $Q_{\text{loss dinding}}$ (W)

Bukaan Cerobong (%)	$Q_{\text{loss dinding}}$ (W)
0	63,744
25	63,236
50	64,287
75	68,452
100	78,250



Gambar 4.4 Grafik Fungsi Besar bukan cerobong terhadap Q_{loss} Dinding

4.2.2 Perhitungan $Q_{\text{eksfiltrasi total}}$ (W)

Untuk menghitung $Q_{\text{eksfiltrasi total}}$ maka harus diketahui dulu Laju aliran massa tiap cerobong, dan sebelum itu harus diketahui kecepatan udara. Dengan menggunakan anemometer, didapatkan data kecepatan fluida sebagai berikut :

Tabel 4.2 Kecepatan Udara V di Cerobong Ruang Oven (m/s)

Bukaan Cerobong (%)	Kecepatan (m/s)
0	0,000
25	0,129
50	0,175
75	0,263
100	0,333

Contoh: perhitungan laju perpindahan massa ($\dot{m}_{eksfiltrasi}$) pada keadaan cerobong terbuka 100%:

Langkah pertama adalah mencari Laju aliran massa $\dot{m}_{eksfiltrasi}$ Ruang Oven dan $\dot{m}_{eksfiltrasi}$ Ruang Bakar

Mencari $\dot{m}_{eksfiltrasi}$ Ruang Oven:

- Luas Penampang Cerobong Ruang Oven $A_{c1} = \frac{\pi}{4} (0,025 \times 0,025) m^2 = 0,00049 m^2$
- Dari tabel A.4, untuk $T_s = 330^\circ K$ didapat :

$$\rho_{udara} = 1,0549 \frac{kg}{m^3} \quad C_p = 1008 \frac{J}{kg \cdot K}$$

$$\bar{V} \text{ untuk bukaan } 100\% = 0,333 \frac{m}{s}$$

$$\dot{m}_{eksfiltrasi 1} = \rho \bar{V} \times A$$

$$= 1,0549 \frac{kg}{m^3} \times 0,333 \frac{m}{s} \times 0,00049 m^2$$

$$= 1,721 \times 10^{-4} \frac{kg}{s}$$

Mencari $\dot{m}$ Ruang Bakar ($\dot{m}_2$):

- Luas Penampang Cerobong Ruang bakar (A_{c2}) = $3 \times (\frac{\pi}{4} (0,01 \times 0,01) m^2) = 0,0002355 m^2$
- T_s Ruang Bakar untuk semua variasi bukaan cerobong sama atau dianggap konstan = $348^\circ K$

- $\bar{V}$ Ruang Bakar untuk semua variasi bukaan cerobong sama atau dianggap konstan = $0,4 \frac{m}{s}$

Dari tabel A.4, untuk $T_s = 348^\circ K$ didapat :

$$\rho_{udara} = 1,0016 \frac{kg}{m^3} \quad C_p = 1008,92 \frac{J}{kg \cdot K}$$

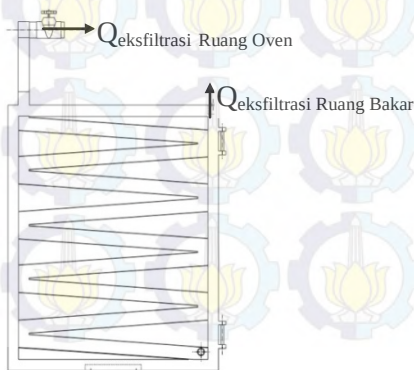
$$\begin{aligned} \dot{m}_{eksfiltrasi\ 2} &= \rho \bar{V} x A \\ &= 1,0016 \frac{kg}{m^3} x 0,4 \frac{m}{s} x 0,0002355 m^2 \\ &= 9,435 x 10^{-5} \frac{kg}{s} \end{aligned}$$

Jadi Untuk bukaan cerobong 100 % Q eksfiltrasi atau Q out Ruang Oven dan Ruang Bakar sebagai berikut:

$$\begin{aligned} Q_{eksfiltrasi\ Ruang\ Oven} &= \dot{m} x c_p x (\Delta T) \\ &= 1,721 x 10^{-4} \frac{kg}{s} x 1008,28 \frac{J}{kg \cdot K} x (330 - 299) K \\ &= 5,380 W \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{eksfiltrasi\ Ruang\ Bakar} &= \dot{m} x c_p x (\Delta T) \\ &= 9,435 x 10^{-5} \frac{kg}{s} x 1008,92 \frac{J}{kg \cdot K} x (343 - 299) K \\ &= 4,189 W \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{eksfiltrasi\ Total} &= Q_{eksfiltrasi\ Ruang\ Oven} + Q_{eksfiltrasi\ Ruang\ Bakar} \\ &= 13,176 W + 4,189 W \\ &= 9,569 W \end{aligned}$$

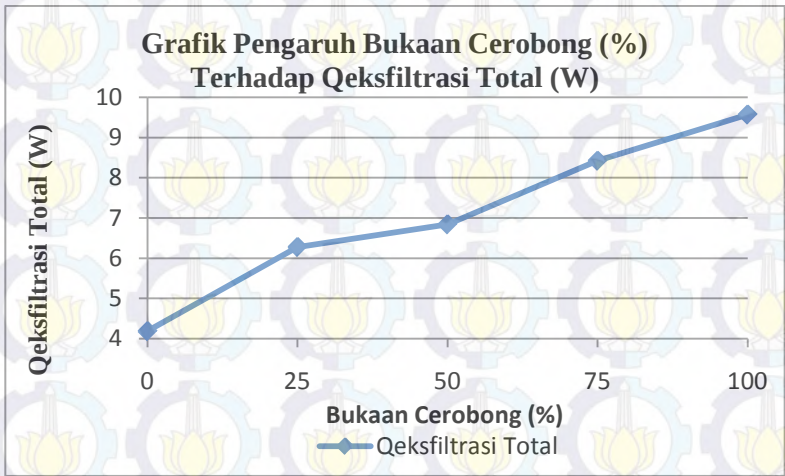


Gambar 4.5 $Q_{Eksfiltrasi}$ Tiap-tiap Ruang

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara $Q_{\text{eksfiltrasi total}}(W)$ didapat.

Tabel 4.3 Hasil Perhitungan Panas yang keluar dari pengering

Bukaan Cerobong (%)	$Q_{\text{eksfiltrasi}}$ Ruang Oven (W)	$Q_{\text{eksfiltrasi}}$ Ruang Bakar (W)	$Q_{\text{eksfiltrasi Total}}$ (W)
0	0,000	4,189	4,189
25	2,090	4,189	6,279
50	2,652	4,189	6,842
75	4,233	4,189	8,422
100	5,380	4,189	9,569



Gambar 4.6 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap $Q_{\text{eksfiltrasi total}}$

4.2.3 Perhitungan $Q_{\text{infiltrasi Total}}$ (W)

Contoh: perhitungan laju perpindahan massa ($Q_{\text{infiltrasi}}$) pada keadaan cerobong terbuka 100%:

Langkah pertama adalah mencari $\dot{m}_{infiltrasi}$ Ruang Oven dan $\dot{m}_{infiltrasi}$ Ruang Bakar

- Berdasarkan Hukum kekekalan masa

$$\dot{m}_{infiltrasi} \text{ Ruang Oven} = \dot{m}_{ekfiltrasi} \text{ Ruang Oven}$$

$$= 4,215 \times 10^{-4} \frac{kg}{s}$$

$$\dot{m}_{infiltrasi} \text{ Ruang Bakar} = \dot{m}_{ekfiltrasi} \text{ Ruang Bakar}$$

$$= 9,435 \times 10^{-5} \frac{kg}{s}$$

Jadi Untuk bukaan cerobong 100 % Q infiltrasi Ruang Oven dan Ruang Bakar sebagai berikut:

$$Q_{infiltrasi} \text{ Ruang Oven} = \dot{m} x c_p x (\Delta T)$$

$$= 4,215 \times 10^{-4} \frac{kg}{s} x 1008,28 \frac{J}{kg} K x (330 - 299) K$$

$$= 5,380 W$$

$$Q_{infiltrasi} \text{ Ruang Bakar} = \dot{m} x c_p x (\Delta T)$$

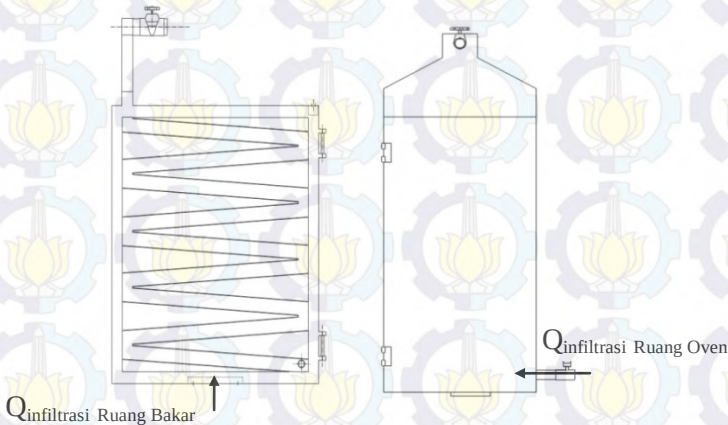
$$= 9,435 \times 10^{-5} \frac{kg}{s} x 1009 \frac{J}{kg} K x (348 - 299) K$$

$$= 4,665 W$$

$$Q_{Infiltrasi} \text{ Total} = Q_{Infiltrasi} \text{ Ruang Oven} + Q_{Infiltrasi} \text{ Ruang Bakar}$$

$$= 13,176 W + 4,665 W$$

$$= 10,045 W$$

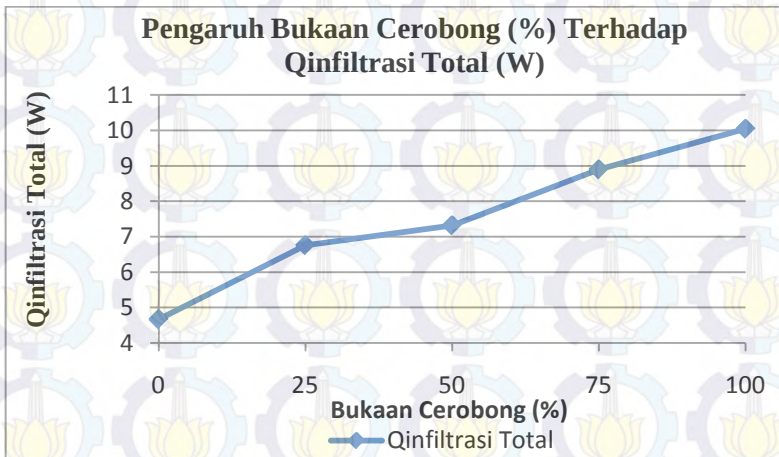


Gambar 4.7 $Q_{Infiltrasi}$ Tiap Ruang

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara $Q_{\text{infiltrasi}}(W)$ didapat.

Tabel 4.4 Hasil Perhitungan perpindahan Panas yang masuk pengering

Bukaan Cerobong (%)	$Q_{\text{Infiltrasi}}$ Ruang Oven (W)	$Q_{\text{Infiltrasi}}$ Ruang Bakar (W)	$Q_{\text{Infiltrasi Total}}$ (W)
0	0,000	4,665	4,665
25	2,091	4,665	6,756
50	2,653	4,665	7,318
75	4,233	4,665	8,898
100	5,380	4,665	10,045



Gambar 4.8 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap $Q_{\text{eksfiltrasi total}}$

- Luas Penampang Infiltrasi Ruang Oven (A_v) = $\frac{\pi}{4} (0,02 \times 0,02) m^2 = 0,0003141 m^2$
- Untuk mencari $\bar{V}_{\text{infil 1}}$ dan $\bar{V}_{\text{infil 2}}$ Berdasarkan Hukum kekekalan masa

$$m_{\text{infiltrasi}} \text{ Ruang Oven} = m_{\text{ekfiltrasi}} \text{ Ruang Oven}$$

$$\rho_{\text{infil } 1} \times \bar{V}_{\text{infil } 1} \times A_{\text{infil } 1} = \rho_{\text{eksfil } 1} \times \bar{V}_{\text{eksfil } 1} \times A_{\text{eksfil } 1}$$

$$\bar{V}_{\text{infil } 1} = \frac{\rho_{\text{eksfil } 1} \times \bar{V}_{\text{eksfil } 1} \times A_{\text{eksfil } 1}}{\rho_{\text{infil } 1} \times A_{\text{infil } 1}} = \frac{\bar{V}_{\text{eksfil } 1} \times A_{\text{eksfil } 1}}{A_{\text{infil } 1}}$$

$$\bar{V}_{\text{infil}} \text{ Ruang Oven} = \frac{0,333 \frac{m}{s} \times 0,0012 m^2}{0,000235 m^2} = 1,7 \frac{m}{s}$$

$$\text{Luas Penampang Infiltrasi Ruang Bakar} = (1,13 \times 0,1) m = 0,013 m^2$$

- Berdasarkan Hukum kekekalan masa

$$m_{\text{infiltrasi } 2} = m_{\text{ekfiltrasi } 2}$$

$$\rho_{\text{infil } 2} \times \bar{V}_{\text{infil } 2} \times A_{\text{infil } 2} = \rho_{\text{eksfil } 2} \times \bar{V}_{\text{eksfil } 2} \times A_{\text{eksfil } 2}$$

$$\bar{V}_{\text{infil } 2} = \frac{\rho_{\text{eksfil } 2} \times \bar{V}_{\text{eksfil } 2} \times A_{\text{eksfil } 2}}{\rho_{\text{infil } 2} \times A_{\text{infil } 2}} = \frac{\bar{V}_{\text{eksfil } 2} \times A_{\text{eksfil } 2}}{A_{\text{infil } 2}}$$

$$\bar{V}_{\text{infil}} \text{ Ruang Bakar} = \frac{0,4 \frac{m}{s} \times 0,0002355 m^2}{0,013 m^2} = 7,246 \times 10^{-3} \frac{m}{s}$$

Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Kecepatan udara yang masuk pengering tiap Ruang.

Bukaan Cerobong (%)	$\bar{V}_{\text{Infiltrasi}}$ Ruang Oven ($\frac{m}{s}$)	$\bar{V}_{\text{Infiltrasi}}$ Ruang Bakar ($\frac{m}{s}$)
0	0,000	$7,246 \times 10^{-3}$
25	0,659	$7,246 \times 10^{-3}$
50	0,894	$7,246 \times 10^{-3}$
75	1,338	$7,246 \times 10^{-3}$
100	1,700	$7,246 \times 10^{-3}$

4.2.4 Perhitungan Kerugian Panas Total yang keluar dari pengering ($Q_{\text{loss total}}$)

Dari persamaan Neraca Kalor :

$$Q_{\text{in}} + (Q_{\text{infiltrasi}}(-)) = Q_{\text{evap}} + Q_{\text{loss dinding}} + Q_{\text{eksfiltrasi}}$$

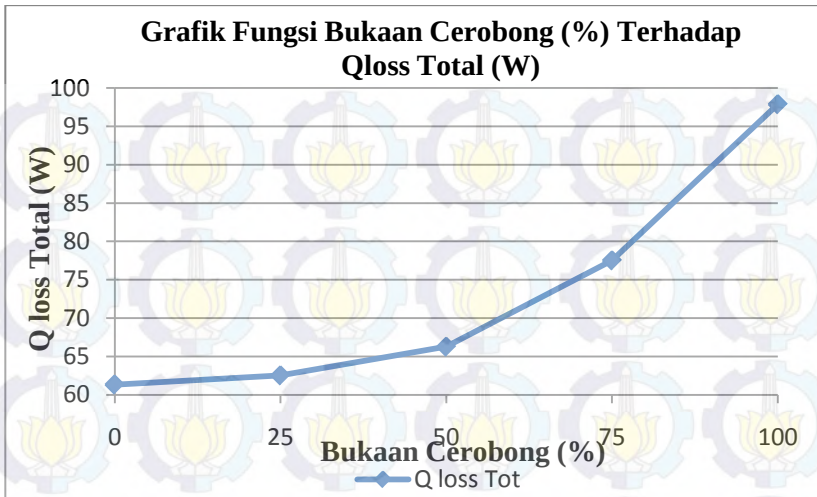
Yang merupakan Q_{loss} Adalah $Q_{\text{loss dinding}}$, $Q_{\text{eksfiltrasi}}$ dan $Q_{\text{infiltrasi}}$ Jadi untuk Persamaan $Q_{\text{loss Total}}$ dengan variasi bukaan cerobong 100 % didapat :

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss Total}} &= Q_{\text{loss dinding Total}} + Q_{\text{eksfiltrasi Total}} + Q_{\text{infiltrasi Total}} \\ &= 78,25\text{W} + 9,569\text{ W} + 10,045\text{ W} \\ &= 97,864\text{ W} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara $Q_{\text{loss Total}}$ (W) didapat.

Tabel 4.6 Hasil Perhitungan $Q_{\text{loss total}}$

Bukaan Cerobong (%)	$Q_{\text{loss Total}}$ (W)
0	72,598
25	76,272
50	78,813
75	85,771
100	97,864



Gambar 4.9 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap $Q_{\text{loss total}}$ (W)

4.2.5 Perhitungan Panas yang masuk ke dalam pengering (Q_{in})

Dimana panas yang masuk ke dalam pengering (Q_{in}) dipengaruhi oleh bahan bakar dari kompor. Adapun bahan bakar yang digunakan dalam penelitian ini berasal dari kerosene (minyak tanah).

Berdasarkan tabel.1 bahan bakar gas LPG didapat:

$$\text{LHV} = 46,607 \text{ MJ/kg}$$

Dalam keadaan cerobong 100% terbuka

Pada posisi ini massa bahan bakar (m_{bb}) sebesar 0,312 Kg yang digunakan dalam proses pengeringan selama 12 jam.

- Perhitungan panas yang masuk dalam pengering

$$Q_{\text{in}} = \dot{m}_{\text{bb}} \times \text{LHV}$$

$$\text{Dimana : } \dot{m}_{\text{bb}} = \frac{(6,556 - 6,244)}{3,65 \text{ jam}} = 0,0854 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Maka : } Q_{\text{in}} = \dot{m}_{\text{bb}} \times \text{LHV} - Q_{\text{loss Ruang Bakar}}$$

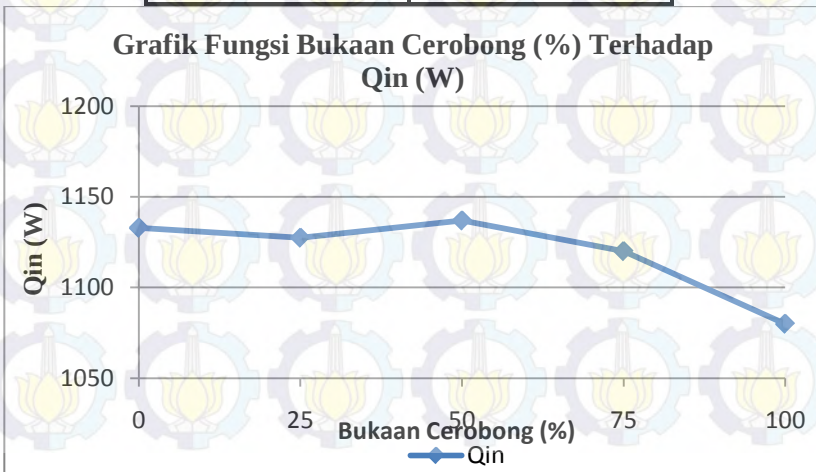
$$Q_{\text{in}} = \dot{m}_{\text{bb}} \times \text{LHV} - (Q_{\text{loss dinding R.Bakar}} + Q_{\text{loss eksfiltrasi R.Bakar}} + Q_{\text{loss infiltrasi R.Bakar}})$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0,0854 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ s}} \\
 &\times \frac{46,607 \cdot 10^6 \text{ J}}{\text{Kg}} - (17,799 \text{ W} + 4,189 \text{ W} + 4,665 \text{ W}) \\
 &= 1106,65 \text{ W} - 26,653 \text{ W} \\
 &= 1079,997 \text{ W}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara didapat.

Tabel 4.7 Hasil Perhitungan Panas yang masuk pengering (Q_{in})

Bukaan Cerobong (%)	Q_{in} (W)
0	1132,893
25	1127,425
50	1136,924
75	1120,027
100	1079,997



Gambar 4.10 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap Q_{in}

4.2.6 Perhitungan Laju Perpindahan Panas Untuk Menghilangkan Kadar Air Pada Produk (Q_{evap} (W))

Contoh: perhitungan laju perpindahan massa (Q_{evap}) pada keadaan cerobong terbuka 100%:

$$Q_{\text{in}} + (Q_{\text{infiltrasi total}}(-)) = Q_{\text{evaporasi}} + Q_{\text{loss dinding}} + Q_{\text{eksfiltrasi total}}$$

$$Q_{\text{evaporasi}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{loss Total Ruang Oven}}$$

$$Q_{\text{evaporasi}} = Q_{\text{in}} - (Q_{\text{loss dinding R.Oven}} + Q_{\text{loss eksfiltrasi R.Oven}} + Q_{\text{loss Infiltrasi R.Oven}})$$

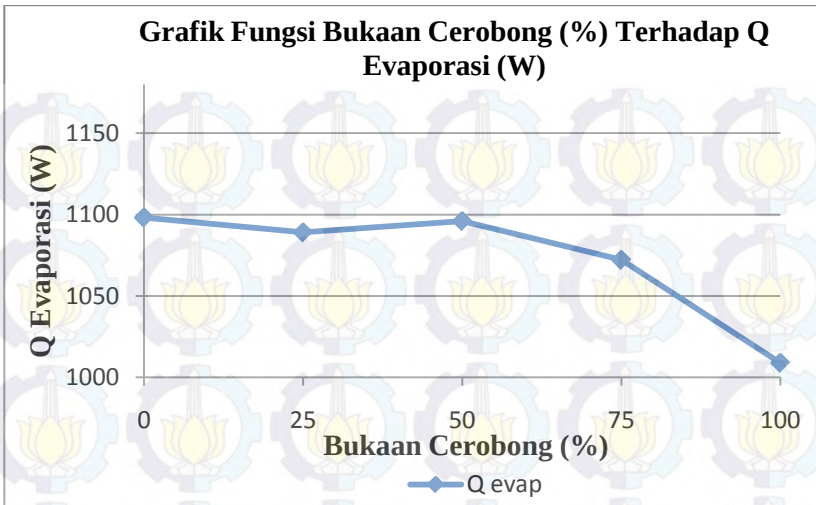
$$= 1079,997 \text{ W} - (60,451 \text{ W} + 5,380 \text{ W} + 5,380 \text{ W})$$

$$= 1008,786 \text{ W}$$

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara Q_{evap} (W) didapat.

Tabel 4.8 Hasil Perhitungan $Q_{\text{evaporasi}}$

Bukaan Cerobong (%)	Q_{evap} (W)
0	1098,210
25	1089,068
50	1096,025
75	1072,171
100	1008,786



Gambar 4.11 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap Q_{evap}

4.2.7 Perhitungan Persentase Kadar Air yang Dikeluarkan Bahan

Contoh: perhitungan persentase kadar air yang dikeluarkan bahan pada keadaan cerobong terbuka 100%.

Diketahui :

Massa bahan basah (M_1) = 0,65 kg

Massa bahan kering (M_2) = 0,536 kg

$$\text{Jadi : Kadar Air (\%)} = \frac{M_1 - M_2}{M_1} \times 100\%$$

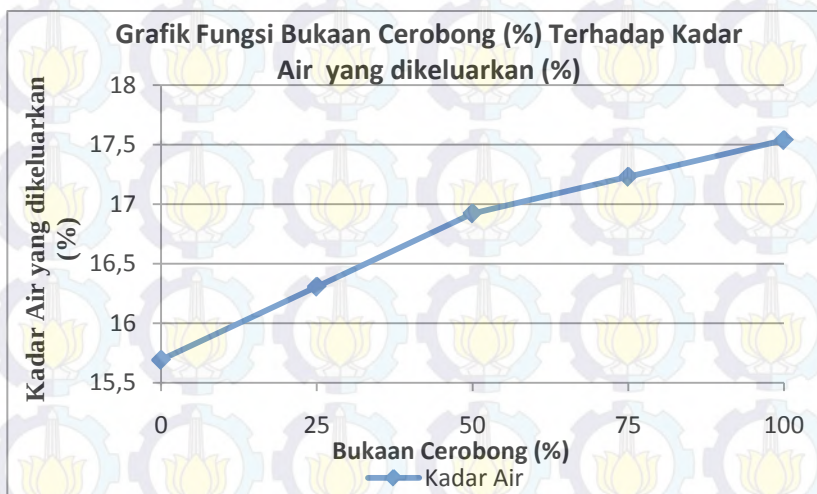
$$= \frac{(0,65 - 0,536) \text{ kg}}{0,65 \text{ kg}} \times 100\%$$

$$= 17,538 \%$$

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara didapat.

Tabel 4.9 Hasil Perhitungan Kadar Air yang Dikelurkan (%)

Bukaan Cerobong (%)	Kadar Air yang dikeluarkan (%)
0	15,692
25	16,308
50	16,923
75	17,231
100	17,538



Gambar 4.12 Grafik Fungsi kadar air setiap bukaan cerobong

Berdasarkan referensi dari kajian pustaka yaitu tentang “Pengaruh Lama Pengapuran Terhadap Kadar Air, Kadar Protein, Kadar Kalsium, Daya Kembang Dan Mutu Organoleptik Kerumpuk Rambak Kulit Sapi”. Dapat diketahui bahwa Kadar air bahan basah = 19,575% dan kadar air bahan kering = 1,988%. Untuk mencari kandungan air bahan kering pada tiap variasi bukaan cerobong menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 & \frac{\text{kadar air bahan kering pada percobaan } \%}{\text{kadar air bahan kering } (\%) \times \text{berat bahan kering (kg)}} \times 100\% \\
 &= \frac{1,988\% \times 0,536 \text{ kg}}{(0,536 \text{ kg} + 0,114 \text{ kg})} \times 100\% \\
 &= 1,64 (\%)
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara didapat.

Tabel 4.10 Hasil Perhitungan Kadar Air bahan kering (%)

Bukaan Cerobong (%)	Kadar Air bahan kering (%)
0	1,677
25	1,664
50	1,652
75	1,646
100	1,640

Untuk membuktikan bahwa bahan uji sudah mencapai tingkat kekeringan yang dibutuhkan yaitu dengan menggunakan persamaan :

(kadar air bahan basah (%) x berat bahan basah) – selisih berat bahan (Kg)

≥ Kadar air bahan kering (%) x berat bahan kering (Kg)

4.2.8 Perhitungan Efisiensi Kinerja oven (%)

$$\eta = \frac{\text{Panas yang dibutuhkan oven}}{\text{Panas yang dihasilkan oven}} \times 100\%$$

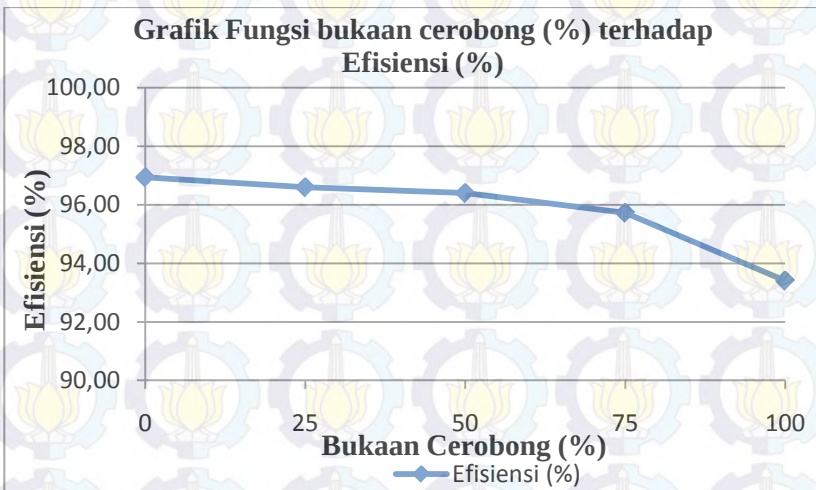
$$\eta = \frac{Q_{\text{evaporasi}}}{Q_{\text{in}}} \times 100\%$$

$$\eta = \frac{1008,786 \text{ W}}{1079,997 \text{ W}} \times 100\% = 93,41 \%$$

Dengan cara yang sama dilakukan untuk setiap pengaturan bukaan Cerobong udara didapat.

Tabel 4.11 Hasil Perhitungan Efisiensi kinerja oven (%)

Bukaan Cerobong (%)	Efisiensi (%)
0	96,94
25	96,60
50	96,40
75	95,73
100	93,41



Gambar 4.13 Grafik Fungsi Besar bukaan cerobong terhadap Efisiensi (%)

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dari hasil uji yang telah dilakukan didapatkan alat pengering (oven) dengan dimensi yang sesuai dan dirancang dengan rak yang tersusun miring dengan sudut kemiringan sebesar 6° disertai dengan baffle dari plat *Stainless Steel* dan memiliki lubang ventilasi berupa cerobong, Sedemikian hingga oven tersebut bekerja sesuai dengan kriteria yang dibutuhkan.

Dari hasil pengujian pengeringan bahan basah Kulit Sapi, didapatkan suatu data sebagai berikut:

1. Kerugian panas (Q_{loss}) yang terbesar yaitu sebesar 97,864 W pada kondisi cerobong 100% terbuka sedangkan Q_{loss} terkecil yaitu 72,598 W pada kondisi cerobong 0% terbuka.
2. Kalor Penguapan (Q_{evap}) terbesar yaitu 1074,709 W pada kondisi cerobong 0% terbuka dan Q_{evap} terkecil yaitu 108,425 W pada kondisi cerobong 75% terbuka.
3. Kalor yang masuk pengering (Q_{in}) sebesar 1109,391 w karena tidak berpengaruh terhadap bukaan cerobong maka semua konstan.
4. Kadar air yang paling banyak dikeluarkan bahan yaitu 17,538% dengan kadar air bahan kering sebesar 1,64% pada kondisi cerobong 100% terbuka.
5. Efisiensi terbesar yaitu 96,87% pada kondisi cerobong 0% .
6. Laju pengeringan tercepat yaitu pada kondisi bukaan cerobong 100% dengan waktu 12 jam.

5.2 Saran

Salah satu faktor yang mempengaruhi proses pengeringan adalah bahan yang dikeringkan itu sendiri. Selain itu harus selalu menjaga temperatur pengeringan agar selalu pada kondisi yang stabil.

Alat pengering ini masih banyak kekurangan antara lain Tidak adanya isolator untuk mengisolasi system agar panas yang terdapat pada pengering sedikit yang keluar dari system dan Pengering masih dalam bentuk prototype sehingga tidak dapat menampung kapasitas bahan pengering dalam jumlah yang banyak

Oleh karena itu untuk memperbaiki kekurangan diatas maka pengering perlu dibuat dalam dimensi yg lebih besar agar dapat menampung kapasitas bahan pengering dalam jumlah besar, system perlu ditambah dengan isolator di lapisan dinding paling luar agar panas yang terdapat pada pengering sedikit yang keluar dari system. Oleh karena itu masih dibutuhkan penyempurnaan ide dan pengembangan ide dengan memperhatikan bahan konstruksi alat pengering yang seharusnya digunakan pada alat pengering yang sesuai standar bahan uji serta tidak lupa alur proses perpindahan panas yang benar berdasarkan referensi yang ada. Hal ini sangat dapat menunjang produktivitas home industri krupuk rambak menjadi lebih mudah dan mendapatkan hasil yang lebih bagus daripada cara tradisional

DAFTAR PUSTAKA

1. P. Incropera, Frank. 2007. **Fundamentals Of Heat And Mass Transfer Fifth Edition**. Indiana: John Wiley & Sons, inc.
2. Cengel, A. Yunus dan Turner, Robert H. 2003. **Heat Transfer A practical Approach**. McGraw-Hill Companies, Inc.
3. Pritchard, Philip J. 2011. **Fox and McDonald's Introduction to Fluid Mechanics 8th Edition**. John Wiley & sons, inc.
4. Moran M.J dan Shapiro H.N. 1996. **Fundamental of Engineering Thermodynamics**. Third Edition. John Willey and Sons inc, New York.
5. Sri Widati Aris, Mustakim dan Indiana Sri. 2007. **PENGARUH LAMA PENGAPURAN TERHADAP KADAR AIR, KADAR PROTEIN, KADAR KALSIUM, DAYA KEMBANG DAN MUTU ORGANOLEPTIK KERUMPUK RAMBAK KULIT SAPI**, <URL:<http://jitek.ub.ac.id/index.php/jitek/article/download/110/107>>
6. Dwi Muttakim, Andika. 2010. **Tugas Akhir pengaruh penambahan ventilasi udara pada rak bagian paling bawah oven terhadap kecepatan pengeringan temulawak**.



Lampiran 1

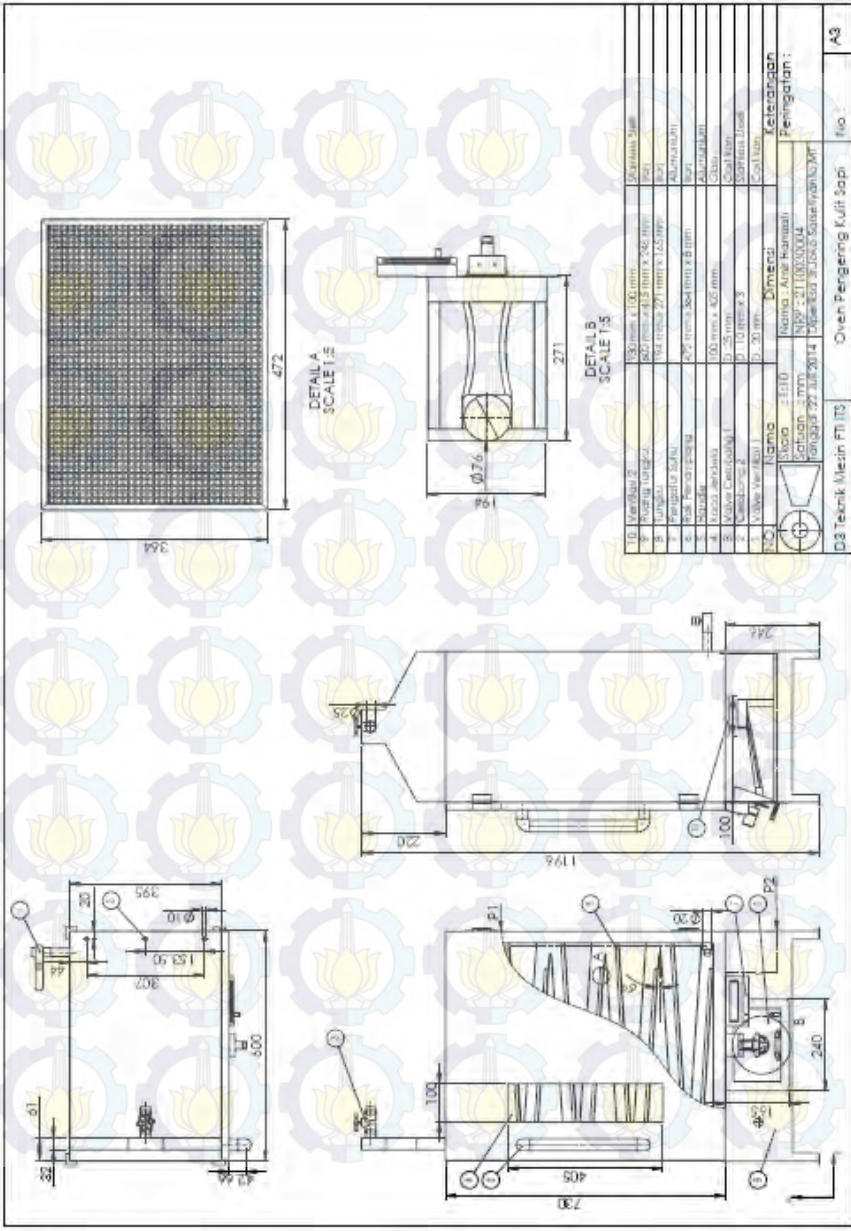
Tabel Konversi Satuan

<i>Parameter</i>	<i>English Unit</i>	<i>Metric Unit</i>
Area	1 in ² 1 ft ²	6.452 cm ² 0.0929 m ²
Density	1 slug/ft ³	515 kg/m ³
Energy	1 ft · lb	1.356 J
Flow-rate	1 ft ³ /s 1 gpm	0.0284 m ³ /s 0.06309 Lps
Force	1 lb	4.448 N
Length	1 ft 1 in	0.3048 m 2.540 cm
Mass	1 slug	14.59 kg
Power	1 ft · lb/s 1 hp 1 Btu/min	1.356 W 745.7 W 0.0176 kW
Pressure	1 psi 1 psi 1 standard atmosphere (14.7 psia)	6895 Pa 0.06895 bars 101.3 kPa abs
Specific weight	1 lb/ft ³	157 N/m ³
Velocity	1 ft/s	0.3048 m/s
Viscosity (absolute)	1 lb · s/ft ²	47.88 Pa · s
<i>Parameter</i>	<i>English Unit</i>	<i>Metric Unit</i>
Viscosity (kinematic)	1 ft ² /s	0.0929 m ² /s
Volume	1 in ³ 1 gal	16.39 cm ³ 3.785 L
<i>Parameter</i>	<i>First English Unit</i>	<i>Second English Unit</i>
Energy	1 Btu	778 ft · lb
Flow-rate	1 ft ³ /s	449 gpm
Power	1 hp 1 hp	550 ft · lb/s 42.4 Btu/min
Velocity (angular)	1 rpm	0.1047 rad/s
Volume	1 gal 1 gal	231 in ³ 0.135 ft ³

<i>Parameter</i>	<i>First Metric Unit</i>	<i>Second Metric Unit</i>
Force	1 N	10^5 dyn
Pressure	1 bar	10^5 Pa
Velocity (ang.)	1 rpm	0.1047 rad/s
Viscosity (abs.)	$1 \text{ N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$	10 poise
	1 poise	$1 \text{ dyn} \cdot \text{s}/\text{cm}^2$
Viscosity (kin.)	$1 \text{ m}^2/\text{s}$	10,000 stokes
	1 stoke	$1 \text{ cm}^2/\text{s}$
Volume	1 m^3	1000 L
	1 cm^3	0.001 L
<i>Temperature Conversions</i>		
$T(^{\circ}\text{F}) = 1.8 T(^{\circ}\text{C}) + 32$	$T(^{\circ}\text{C}) = \frac{T(^{\circ}\text{F}) - 32}{1.8}$	
$T(^{\circ}\text{R}) = 1.8 T(\text{K})$	$T(\text{K}) = \frac{T(^{\circ}\text{R})}{1.8}$	
$T(^{\circ}\text{R}) = T(^{\circ}\text{F}) + 460$	$T(\text{K}) = T(^{\circ}\text{C}) + 273$	

Lampiran 2





Lampiran 3

TABLE A-3

Properties of saturated water

Temperature, T, °C	Saturation pressure, P, kPa	Density, ρ , kg/m ³		Enthalpy of vaporization, h_{fg} , kJ/kg	Specific heat, C_p , J/kg·°C		Thermal conductivity, k , W/m·°C		Dynamic viscosity, μ , kg/m·s		Prandtl number, Pr		Volume expansion coefficient, β , 1/K
		Liquid	Vapor		Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	
0.01	0.6113	999.8	0.0048	2501	4217	1854	0.561	0.0171	1.792×10^{-3}	0.922×10^{-5}	13.5	1.00	-0.068×10^{-3}
5	0.8721	999.9	0.0068	2490	4205	1857	0.571	0.0173	1.519×10^{-3}	0.934×10^{-5}	11.2	1.00	0.015×10^{-3}
10	1.2276	999.7	0.0094	2478	4194	1862	0.580	0.0176	1.307×10^{-3}	0.946×10^{-5}	9.45	1.00	0.739×10^{-3}
15	1.7051	999.1	0.0128	2466	4186	1863	0.589	0.0179	1.138×10^{-3}	0.959×10^{-5}	8.09	1.00	0.138×10^{-3}
20	2.339	998.0	0.0173	2454	4182	1867	0.598	0.0182	1.002×10^{-3}	0.973×10^{-5}	7.01	1.00	0.195×10^{-3}
25	3.189	997.0	0.0231	2442	4180	1870	0.607	0.0186	0.891×10^{-3}	0.987×10^{-5}	6.14	1.00	0.247×10^{-3}
30	4.246	996.0	0.0304	2431	4178	1875	0.615	0.0189	0.798×10^{-3}	1.001×10^{-5}	5.42	1.00	0.294×10^{-3}
35	5.628	994.0	0.0397	2419	4178	1880	0.623	0.0192	0.720×10^{-3}	1.016×10^{-5}	4.83	1.00	0.337×10^{-3}
40	7.384	992.1	0.0512	2407	4179	1885	0.631	0.0196	0.653×10^{-3}	1.031×10^{-5}	4.32	1.00	0.377×10^{-3}
45	9.593	990.1	0.0655	2395	4180	1892	0.637	0.0200	0.596×10^{-3}	1.048×10^{-5}	3.91	1.00	0.415×10^{-3}
50	12.35	988.1	0.0831	2383	4181	1900	0.644	0.0204	0.547×10^{-3}	1.062×10^{-5}	3.55	1.00	0.461×10^{-3}
55	15.76	985.2	0.1045	2371	4183	1908	0.649	0.0208	0.504×10^{-3}	1.077×10^{-5}	3.25	1.00	0.484×10^{-3}
60	19.94	983.3	0.1304	2359	4185	1916	0.654	0.0212	0.467×10^{-3}	1.093×10^{-5}	2.99	1.00	0.517×10^{-3}
65	25.03	980.4	0.1614	2346	4187	1926	0.659	0.0216	0.433×10^{-3}	1.110×10^{-5}	2.75	1.00	0.548×10^{-3}
70	31.19	977.5	0.1983	2334	4190	1936	0.663	0.0221	0.404×10^{-3}	1.126×10^{-5}	2.55	1.00	0.578×10^{-3}
75	38.58	974.7	0.2421	2321	4193	1948	0.667	0.0225	0.378×10^{-3}	1.142×10^{-5}	2.38	1.00	0.607×10^{-3}
80	47.39	971.8	0.2935	2309	4197	1962	0.670	0.0230	0.355×10^{-3}	1.159×10^{-5}	2.22	1.00	0.653×10^{-3}
85	57.83	968.1	0.3536	2296	4201	1977	0.673	0.0235	0.333×10^{-3}	1.176×10^{-5}	2.08	1.00	0.670×10^{-3}
90	70.14	965.3	0.4235	2283	4206	1993	0.675	0.0240	0.315×10^{-3}	1.193×10^{-5}	1.96	1.00	0.702×10^{-3}
95	84.55	961.6	0.5045	2270	4212	2010	0.677	0.0246	0.297×10^{-3}	1.210×10^{-5}	1.85	1.00	0.716×10^{-3}
100	101.33	957.9	0.5978	2257	4217	2029	0.679	0.0251	0.282×10^{-3}	1.227×10^{-5}	1.75	1.00	0.750×10^{-3}
110	143.27	950.6	0.8263	2230	4229	2071	0.682	0.0262	0.255×10^{-3}	1.261×10^{-5}	1.59	1.00	0.798×10^{-3}
120	198.53	943.4	1.121	2203	4244	2120	0.683	0.0275	0.232×10^{-3}	1.296×10^{-5}	1.44	1.00	0.858×10^{-3}
130	270.1	934.6	1.496	2174	4263	2177	0.684	0.0288	0.213×10^{-3}	1.330×10^{-5}	1.33	1.01	0.913×10^{-3}
140	361.3	921.7	1.965	2145	4286	2244	0.683	0.0301	0.197×10^{-3}	1.365×10^{-5}	1.24	1.02	0.970×10^{-3}
150	475.8	916.6	2.546	2114	4311	2314	0.682	0.0316	0.183×10^{-3}	1.399×10^{-5}	1.18	1.02	1.025×10^{-3}
160	617.8	907.4	3.256	2083	4340	2420	0.680	0.0331	0.170×10^{-3}	1.434×10^{-5}	1.09	1.05	1.145×10^{-3}
170	791.7	897.7	4.119	2050	4370	2490	0.677	0.0347	0.160×10^{-3}	1.468×10^{-5}	1.03	1.05	1.178×10^{-3}
180	1002.1	887.3	5.153	2015	4410	2590	0.673	0.0364	0.150×10^{-3}	1.502×10^{-5}	0.983	1.07	1.210×10^{-3}
190	1254.4	876.4	6.388	1979	4460	2710	0.669	0.0382	0.142×10^{-3}	1.537×10^{-5}	0.947	1.09	1.280×10^{-3}
200	1553.8	864.3	7.852	1941	4500	2840	0.663	0.0401	0.134×10^{-3}	1.571×10^{-5}	0.910	1.11	1.350×10^{-3}
220	2318	840.3	11.60	1859	4610	3110	0.650	0.0442	0.122×10^{-3}	1.641×10^{-5}	0.865	1.15	1.520×10^{-3}
240	3344	813.7	16.73	1767	4760	3520	0.632	0.0487	0.111×10^{-3}	1.712×10^{-5}	0.836	1.24	1.720×10^{-3}
260	4688	783.7	23.69	1663	4970	4070	0.609	0.0540	0.102×10^{-3}	1.788×10^{-5}	0.832	1.35	2.000×10^{-3}
280	6412	750.8	33.15	1544	5280	4835	0.581	0.0605	0.094×10^{-3}	1.870×10^{-5}	0.854	1.49	2.380×10^{-3}
300	8581	713.8	46.15	1405	5750	5980	0.548	0.0695	0.086×10^{-3}	1.965×10^{-5}	0.902	1.69	2.950×10^{-3}
320	11,274	667.1	64.57	1239	6540	7900	0.509	0.0836	0.078×10^{-3}	2.064×10^{-5}	1.00	1.97	—
340	14,586	610.5	92.62	1028	8240	11870	0.469	0.110	0.070×10^{-3}	2.255×10^{-5}	1.23	2.43	—
360	18,651	528.3	144.0	720	14,690	25,800	0.427	0.178	0.060×10^{-3}	2.571×10^{-5}	2.06	3.73	—
374.14	22,090	317.0	317.0	0	∞	∞	∞	∞	0.043×10^{-3}	4.313×10^{-5}	—	—	—

Source: Viscosity and thermal conductivity data are from J. V. Sengers and J. T. R. Watson, *Journal of Physical and Chemical Reference Data* 15 (1986), pp. 1291–1322. Other data are obtained from various sources or calculated.

Note: Kinematic viscosity ν and thermal diffusivity α can be calculated from their definitions, $\nu = \mu/\rho$ and $\alpha = k/\rho C_p = \nu/\text{Pr}$. The temperatures 0.01°C, 100°C, and 374.14°C are the triple-, boiling-, and critical-point temperatures of water, respectively. The properties listed above (except the vapor density) can be used at any pressure with negligible error except at temperatures near the critical-point value.

Lampiran 4

TABLE A.1 Thermophysical Properties of Selected Metallic Solids^a

Composition	Properties at Various Temperatures (K)														
	Melting Point (K)	Properties at 300 K				k (W/m·K)/ c_p (J/kg·K)									
		ρ (kg/m ³)	c_p (J/kg·K)	k (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² /s)	100	200	400	600	800	1000	1200	1500	2000	2500
Aluminum															
Pure	933	2702	903	237	97.1	302	237	240	231	218					
						482	798	949	1033	1146					
Alloy 2024-T6 (4.5% Cu, 1.5% Mg, 0.6% Mn)	775	2770	875	177	73.0	65	163	186	186						
						473	787	925	1042						
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			
						203	1114	2191	2604	2823	3018	3227	3519		
Bismuth	545	9780	122	7.86	6.39	16.5	9.69	7.04							
						112	120	127							
Boron	2573	2500	1107	27.0	9.76	190	55.5	16.8	10.6	9.60	9.85				
						128	600	1463	1892	2160	2338				
Cadmium	594	8650	231	96.8	48.4	203	99.3	94.7							
						198	222	242							
Chromium	2118	7160	449	93.7	29.1	159	111	90.9	80.7	71.3	65.4	61.9	57.2	49.4	
						192	384	484	542	581	616	682	779	937	
Cobalt	1769	8862	421	99.2	26.6	167	122	85.4	67.4	58.2	52.1	49.3	42.5		
						236	379	450	503	550	628	733	674		
Copper															
Pure	1358	8933	385	401	117	482	413	393	379	366	352	339			
						252	356	397	417	433	451	480			
Commercial bronze (90% Cu, 10% Al)	1293	8800	420	52	14		42	52	59						
							785	460	545						
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						
							360	395	425						
Constantan (55% Cu, 45% Ni)	1493	8920	384	23	6.71	17	19								
						237	362								
Germanium	1211	5360	322	59.9	34.7	232	96.8	43.2	27.3	19.8	17.4	17.4			
						190	290	337	348	357	375	395			

Lampiran 5

Appendix A ■ Thermophysical Properties of Matter

TABLE A.3 Continued

Insulating Materials and Systems

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)
Blanket and Batt			
Glass fiber, paper faced	16	0.046	—
	28	0.038	—
	40	0.035	—
Glass fiber, coated, duct liner	32	0.038	835
Board and Slab			
Cellular glass	145	0.058	1000
Glass fiber, organic bonded	105	0.036	795
Polystyrene, expanded			
Extruded (R-12)	55	0.027	1210
Molded beads	16	0.040	1210
Mineral fiberboard; roofing material	265	0.049	—
Wood, shredded/commenced	350	0.087	1590
Cork	120	0.039	1800
Loose Fill			
Cork, granulated	160	0.045	—
Diatomaceous silica, coarse	350	0.069	—
Powder	400	0.091	—
Diatomaceous silica, fine powder	200	0.052	—
	275	0.061	—
Glass fiber, poured or blown	16	0.043	835
Vermiculite, flakes	80	0.068	835
	160	0.063	1000
Formed/Foamed-in-Place			
Mineral wool granules with asbestos/inorganic binders, sprayed	190	0.046	—
Polyvinyl acetate cork mastic; sprayed or troweled	—	0.100	—
Urethane, two-part mixture; rigid foam	70	0.026	1045
Reflective			
Aluminum foil separating fluffy glass mass; 10–12 layers, evacuated; for cryogenic applications (150 K)	40	0.00016	—
Aluminum foil and glass paper laminate; 75–150 layers; evacuated; for cryogenic application (150 K)	120	0.000017	—
Typical silica powder, evacuated	160	0.0017	—

Lampiran 6

TABLE A.4 Thermophysical Properties of Gases at Atmospheric Pressure^a

<i>T</i> (K)	ρ (kg/m ³)	c_p (kJ/kg·K)	$\mu \times 10^6$ (N·s/m ²)	$\alpha \times 10^6$ (m ² /s)	$k \times 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \times 10^8$ (m ² /s)	<i>Pr</i>
Air, $M = 28.97$ kg/kmol							
100	1.2362	1.002	71.1	2.00	9.34	2.84	0.706
150	1.2364	1.012	103.4	4.428	13.8	5.84	0.738
200	1.2458	1.007	132.5	7.990	18.3	10.3	0.737
250	1.2547	1.006	159.8	11.44	22.3	15.8	0.730
300	1.1614	1.007	184.5	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9920	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	0.6954	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.8	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	0.4645	1.087	354.8	76.37	54.8	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.97	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	257	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.682
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.658
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.632
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.603
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.577
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.552
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.527
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.492
2300	0.1513	1.476	766	506	175	783	0.467
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.430
2500	0.1389	1.662	818	589	222	960	0.393
2600	0.1335	2.728	852	641	266	1570	0.436
Ammonia (NH ₃), $M = 17.03$ kg/kmol							
300	0.6894	2.158	101.5	14.7	34.7	16.6	0.887
325	0.6448	2.170	109	16.8	37.2	19.4	0.870
340	0.6059	2.192	116.5	19.2	39.3	22.1	0.872
360	0.5716	2.221	124	21.7	41.6	24.9	0.872
380	0.5410	2.254	131	24.2	44.0	27.9	0.869

Lampiran 7

TABLE A.6 Thermophysical Properties of Saturated Water^a

Temperature, T (K)	Pressure, p (bars) ^a	Specific Volume (m ³ /kg)		Heat of Vapor- ization, h_{fg} (kJ/kg)	Specific Heat (kJ/kg · K)		Viscosity (N · s/m ²)		Thermal Conductivity (W/m · K)		Prandtl Number		Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	Expansion Coeffi- cient, $\beta_f \cdot 10^6$ (K ⁻¹)		Temperature, T (K)
		$v_f \cdot 10^3$	v_g		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	Pr_f	Pr_g		$\beta_f \cdot 10^6$	$\beta_g \cdot 10^6$	
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	29.74	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	645	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	664	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	1.0815	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	

Lampiran 8

Tabel 1. Sifat Beberapa Bahan Bakar ⁽²⁾

No.	Karakteristik	Premium	LPG	CNG
1	Komposisi	C ₈ H ₁₈	C ₃ H ₈	CH ₄
2	Densitas	752 kg/m ³	1,5 kg/m ³	0,6 kg/m ³
3	Berat molekul	114,8 kg/kmol	44,09kg/kmol	17,51 kg/kmol
4	Nilai Kalor	45950 kj/kmol	46360 kj/kmol	47476 kj/kmol
5	AFR Stoikiometri	14,57	15,6	16,15
6	Temperatur Penyalaan Min.	360°C	460°C	521,4°C
7	Kecepatan Nyala	20 - 40 m/s	0,82 m/s	0,66 m/s
8	Angka Oktan	88	110	130

Lampiran 9

Section: Appendix A
Lower and Higher Heating Values of Gas, Liquid and Solid Fuels

Fuels	Lower Heating Value (LHV) [1]			Higher Heating Value (HHV) [1]			Density
	Btu/ft ³ [2]	Btu/lb [3]	MJ/kg [4]	Btu/ft ³ [2]	Btu/lb [3]	MJ/kg [4]	grams/ft ³
Gasous Fuels @ 32 F and 1 atm							
Natural gas	983	20,267	47,141	1089	22,453	52,225	22.0
Hydrogen	290	51,582	120,21	343	61,127	142,18	2.55
Still gas (in refineries)	1458	20,163	46,898	1,584	21,905	50,951	32.8
Liquid Fuels							
	Btu/gal [2]	Btu/lb [3]	MJ/kg [4]	Btu/gal [2]	Btu/lb [3]	MJ/kg [4]	grams/gal
Crude oil	129,870	18,352	42,686	138,350	19,580	45,543	3,205
Conventional gasoline	116,090	16,679	43,448	124,340	20,007	46,536	2,819
Reformulated or low-sulfur gasoline	113,602	16,211	42,358	121,848	19,533	45,433	2,830
CA reformulated gasoline	113,927	16,272	42,500	122,174	19,595	45,577	2,828
U.S. conventional diesel	128,450	18,397	42,791	137,380	19,676	45,766	3,167
Low-sulfur diesel	129,488	18,320	42,612	138,490	19,594	45,575	3,206
Petroleum naphtha	116,920	19,320	44,938	125,080	20,669	48,075	2,745
NG-based FT naphtha	111,520	19,081	44,383	119,740	20,488	47,654	2,651
Residual oil	140,353	16,968	39,466	150,110	18,147	42,210	3,752
Methanol	57,250	8,539	20,094	65,200	9,838	22,884	3,006
Ethanol	76,330	11,587	26,952	84,530	12,832	29,847	2,988
Butanol	99,837	14,775	34,366	108,458	16,051	37,334	3,065
Acetone	83,127	12,721	29,589	89,511	13,698	31,862	2,964
E-Diesel Additives	116,090	16,679	43,448	124,340	20,007	46,536	2,819
Liquidified petroleum gas (LPG)	84,950	20,036	46,607	91,410	21,561	50,152	1,923
Liquidified natural gas (LNG)	74,720	20,908	48,632	84,820	23,734	55,206	1,521
Dimethyl ether (DME)	68,930	12,417	28,882	75,810	13,620	31,681	2,518
Dimethoxy methane (DMM)	72,200	10,061	23,402	79,197	11,036	25,670	3,255
Methyl ester (biodiesel, BD)	119,550	16,134	37,528	127,960	17,269	40,168	3,361
Fischer-Tropsch diesel (FTD)	123,670	18,593	43,247	130,030	19,549	45,471	3,017
Renewable Diesel I (SuperCetane)	117,059	18,729	43,563	125,284	20,047	46,628	2,835
Renewable Diesel II (UOP-HDO)	122,887	18,908	43,979	130,817	20,128	46,817	2,948
Renewable Gasoline	115,983	18,590	43,239	124,230	19,911	45,314	2,830
Liquid Hydrogen	30,500	51,621	120,07	36,020	60,964	141,80	268
Methyl tertiary butyl ether (MTBE)	93,540	15,094	35,106	101,130	16,319	37,957	2,811
Ethyl tertiary butyl ether (ETBE)	96,720	15,613	36,315	104,530	16,873	39,247	2,810
Tertiary amyl methyl ether (TAME)	100,480	15,846	36,392	108,570	16,905	39,322	2,913
Butane	94,970	19,466	45,277	103,220	21,157	49,210	2,213
Isobutane	90,060	19,287	44,862	98,560	21,108	49,096	2,118
Isobutylene	95,720	19,271	44,824	103,010	20,739	48,238	2,253
Propane	84,250	19,504	46,296	91,420	21,597	50,235	1,920
Solid Fuels							
	Btu/lb [2]	Btu/lb [5]	MJ/kg [4]	Btu/lb [2]	Btu/lb [5]	MJ/kg [4]	
Coal (wet basis) [6]	19,546,300	9,773	22,732	20,608,570	10,304	23,968	
Bituminous coal (wet basis) [7]	22,460,600	11,230	26,122	23,445,900	11,723	27,267	
Coking coal (wet basis)	24,600,497	12,300	28,610	25,679,670	12,840	29,865	
Formed trees (dry basis)	16,811,000	8,406	19,551	17,703,170	8,852	20,589	
Herbaceous biomass (dry basis)	14,797,555	7,399	17,209	15,582,870	7,791	18,123	
Corn stover (dry basis)	14,075,990	7,038	16,370	14,974,460	7,487	17,415	
Forest residue (dry basis)	13,243,490	6,622	15,402	14,164,160	7,082	16,473	
Sugar cane bagasse	12,947,318	6,474	15,058	14,062,678	7,031	16,355	
Petroleum coke	25,370,000	12,685	29,505	26,920,000	13,460	31,308	

Source:

GREET, The Greenhouse Gases, Regulated Emissions, and Energy Use in Transportation Model, GREET 1.8d.1, developed by Argonne National Laboratory, Argonne, IL, released August 26, 2010.
<http://greet.es.anl.gov/>

Lampiran 10

(Cengel A. Yunus, Heat Transfer A. Practical Approach)

Table 11-4

In a binary ideal gas mixture of species A and B, diffusion coefficient of A in B is equal to the diffusion of B and A, and both increase with temperature.

T °C	D_{H_2O-Air} or D_{Air-H_2O} at 1 atm, m^2/s (from Eq. 11-15)
0	$2,09 \times 10^{-5}$
5	$2,17 \times 10^{-5}$
10	$2,25 \times 10^{-5}$
15	$2,33 \times 10^{-5}$
20	$2,42 \times 10^{-5}$
25	$2,50 \times 10^{-5}$
30	$2,59 \times 10^{-5}$
35	$2,68 \times 10^{-5}$
40	$2,77 \times 10^{-5}$
50	$2,96 \times 10^{-5}$
100	$3,99 \times 10^{-5}$
150	$5,09 \times 10^{-5}$

Lampiran 11

Tabel 1. Rata-rata kadar air (%) kerupuk rambak kulit sapi dan hasil UJBD 1%

Perlakuan	Rata-rata		
	Basah	Kering	Matang
P1	19,5751 ^c	1,9888 ^b	0,4089 ^b
P2	16,6010 ^{bc}	1,8551 ^{ab}	0,2434 ^{ab}
P3	14,7319 ^{ab}	1,6762 ^a	0,1403 ^a
P4	12,2322 ^a	1,8385 ^a	0,1084 ^a

Keterangan : Notasi yang berbeda pada tiap-tiap kolom menunjukkan perbedaan pengaruh yang sangat nyata ($P < 0,01$) terhadap kadar air kerupuk rambak kulit sapi

Lampiran 12

Tabel 2. Rata-rata kadar protein (%) kerupuk rambak kulit sapi dan hasil UJBD 1%

Perlakuan	Rata-rata		
	Basah	Kering	Matang
P1	19,8246 ^d	11,6948 ^d	8,7246 ^d
P2	16,5938 ^c	10,8080 ^c	7,1785 ^c
P3	14,4593 ^b	9,9211 ^b	6,7422 ^b
P4	13,3399 ^a	9,1224 ^a	6,1031 ^a

Keterangan : notasi yang berbeda pada tiap-tiap kolom menunjukkan perbedaan pengaruh yang sangat nyata ($P < 0,01$) terhadap kadar air kerupuk rambak kulit sapi

Lampiran 13

Tabel 3. Rata-rata nilai daya kembang kerupuk rambak kulit sapi

Perlakuan	Rata-rata
P1	9,089 ^a
P2	91,209 ^{ab}
P3	175,122 ^b
P4	372,441 ^c

Keterangan : notasi yang berbeda pada rata-rata nilai daya kembang menunjukkan perbedaan pengaruh yang sangat nyata ($P < 0,01$) terhadap daya kembang kerupuk rambak kulit sapi

Lampiran 14

Tabel 4. Rata-rata kadar kalsium (%) kerupuk rambak kulit sapi dan hasil UJBD 1%

Perlakuan	Rata-rata		
	Basah	Kering	Matang
P1	0,1475 ^a	0,4225 ^a	0,8442 ^a
P2	0,2650 ^{ab}	0,7363 ^a	1,2158 ^{ab}
P3	0,4561 ^{bc}	0,9916 ^{ab}	1,8210 ^b
P4	0,5288 ^c	1,6504 ^b	1,8823 ^b

Keterangan : notasi yang berbeda pada tiap-tiap kolom menunjukkan perbedaan pengaruh yang sangat nyata ($P < 0,01$) terhadap kadar kalsium kerupuk rambak kulit sapi

Lampiran 15

Tabel 5. Rata-rata kerenyahan kerupuk rambak kulit sapi

Perlakuan	Rata-rata	
	Panelis	Alat (lbs/cm ²)
P1	3,378 ^a	18,333 ^b
P2	5,733 ^b	1,667 ^{ab}
P3	6,311 ^b	1,178 ^a
P4	5,378 ^b	0,415 ^a

Keterangan : notasi yang berbeda pada rata-rata masing-masing kolom menunjukkan perbedaan pengaruh yang sangat nyata ($P < 0,01$) terhadap kadar air kerupuk rambak kulit sapi.

Lampiran 16

Tabel 6. Rata-rata nilai kesukaan rasa kerupuk rambak kulit sapi

Perlakuan	Rata-rata
P1	2,800 ^a
P2	5,378 ^b
P3	7,422 ^c
P4	6,889 ^c

Keterangan: notasi yang berbeda pada rata-rata menunjukkan perbedaan pengaruh yang sangat nyata ($P < 0,01$) terhadap rasa kerupuk rambak kulit sapi

Fully Close

[illegible]

Lampiran 18

Bukaan Cerobong ¼ (25%)

No	Waktu	Berat Rambak (Kg)					Temperatur Tiap Rak (°C)					T Luar (°C)	T R Oven (°C)	T R Bakar (°C)	T Dinding Dalam (°C)	T Dinding Luar (°C)	Waktu Kompor menyala	Kec. Angin Dalam (m/s)	Kec. Angin Luar (m/s)	Kec. Angin Cerobong 2 (m/s)	Berat Elipji (kg)	RH Dalam (%)	RH Luar (%)		
		1	2	3	4	5	1	2	3	4	5														
1	21.00	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	65	61	57	53	50	28	57	74	50	37	40:05	0.1	2.5	0.4	6.424	58	6.556		
2	22.00	0.128	0.128	0.128	0.128	0.128	62	59	56	53	50	28	56	75.5	59	38	23:36	0.1	2.5	0.4	6.424	53	6.528		
3	23.00	0.126	0.126	0.126	0.126	0.126	65	61	57	53	50	28	57	72.5	50	38	14:42	0.1	2.5	0.4	6.424	50	6.499		
4	00.00	0.123	0.124	0.125	0.125	0.125	61	58	55	52	50	27	55	82.5	55	44	14:43	0.1	2.5	0.4	6.424	46	6.471		
5	01.00	0.121	0.122	0.123	0.123	0.123	64	60	57	53	50	27	57	75	58	45	14:44	0.1	2.5	0.4	6.424	42	6.443		
6	02.00	0.119	0.12	0.121	0.121	0.121	65	61	57	53	49	26	57	77.5	62	38	14:45	0.15	2.5	0.4	6.424	35	6.414		
7	03.00	0.117	0.118	0.119	0.119	0.119	63	59	56	53	50	25	56	79	60	38	14:46	0.15	2.5	0.4	6.424	35	6.386		
8	04.00	0.115	0.116	0.117	0.117	0.117	62	58	55	52	49	25	55	81	60	37	14:47	0.15	2.5	0.4	6.424	30	6.357		
9	05.00	0.113	0.114	0.115	0.115	0.115	64	61	58	54	51	25	58	75	61	37	14:48	0.15	2.5	0.4	6.424	27	6.329		
10	06.00	0.11	0.112	0.114	0.114	0.114	65	62	60	57	54	25	60	78.5	62	38	14:49	0.15	2.5	0.4	6.424	25	6.301		
11	07.00	0.108	0.11	0.112	0.112	0.112	65	61	58	54	50	25	58	77.5	62	38	14:50	0.15	2.5	0.4	6.424	20	6.272		
12	08.00	0.106	0.108	0.11	0.11	0.11	65	62	59	55	52	25	59	76	62	40	14:51	0.15	2.5	0.4	6.424	20	6.244		
Rata-rata													26.16	57.08	76.667	58.417	39		0.129	2.5	0.4		36.75	6.4	
Selish																									
Total																		03:30:00					0.312		

Lampiran 19

Bukaan Cerobong ½ (50%)

No	Waktu	Berat Rambak (Kg)					Temperatur Tiap Rak (°C)					T Luar (°C)	T R Oven (°C)	T R Bakar (°C)	T Dinding Dalam (°C)	T Dinding Luar (°C)	Waktu Kompor menyala	Kec Angin Dalam (m/s)	Kec Angin Luar (m/s)	Kec. Angin Cerobong 2 (m/s)	Berat Etipji (kg)	RH Dalam (%)	RH Luar (%)
		1	2	3	4	5	1	2	3	4	5												
1	06.00	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	60	57	54	50	49	28	54	74	50	37	40:07	0.15	2.5	0.4	7,480	55	72
2	07.00	0.128	0.128	0.128	0.128	0.128	62	59	56	52	50	28	56	75.5	50	38	22:08	0.15	2.5	0.4	7,457	53	70
3	08.00	0.126	0.126	0.126	0.126	0.126	60	57	54	50	50	28	54	72.5	58	38	16:06	0.15	2.5	0.4	7,424	49	72
4	09.00	0.123	0.124	0.124	0.124	0.125	65	60	58	54	50	27	57	82.5	58	44	18:00	0.15	2.5	0.4	7,391	46	68
5	10.00	0.121	0.122	0.122	0.122	0.123	65	60	58	54	50	27	57	75	58	45	18:00	0.15	2.5	0.4	7,358	42	68
6	11.00	0.119	0.12	0.12	0.12	0.121	60	57	54	50	48	26	54	77.5	60	38	18:00	0.15	2.5	0.4	7,325	38	70
7	12.00	0.117	0.118	0.118	0.118	0.119	65	60	58	54	50	25	57	79	60	38	18:00	0.2	2.5	0.4	7,291	35	70
8	13.00	0.115	0.116	0.116	0.116	0.117	60	57	54	51	48	25	54	81	62	37	18:00	0.2	2.5	0.4	7,258	30	67
9	14.00	0.113	0.114	0.114	0.114	0.115	65	60	58	54	50	25	57	75	62	37	18:00	0.2	2.5	0.4	7,225	24	67
10	15.00	0.11	0.112	0.112	0.112	0.114	60	57	54	50	48	25	54	78.5	62	38	18:00	0.2	2.5	0.4	7,192	24	68
11	16.00	0.108	0.11	0.11	0.11	0.112	62	59	56	52	49	25	56	77.5	60	38	18:00	0.2	2.5	0.4	7,159	18	68
12	17.00	0.106	0.108	0.108	0.108	0.11	60	57	54	50	48	25	54	76	60	40	18:00	0.2	2.5	0.4	7,126	18	70
Rata-rata												26.16	55.33	76,667	58.333	39		0.175	2.5	0.4	7,308	36	69.16
Selisih																					0.364		
Total																	04:03:0						

[illegible]

Bukaan Cerobong $\frac{3}{4}$ (75%)

[illegible]

Lampiran 21

Fully Open

No	Waktu	Berat Rambak (kg)					Temperatur Tapak Rak (°C)					T Luar (°C)	T R Oven (°C)	T R Bakar (°C)	T Dinding Dalam (°C)	T Dinding g Luar (°C)	Waktu Kompor menyala	Kec Angin Dalam (m/s)	Kec Angin Luar (m/s)	Kec. Angin Cerobong 2 (m/s)	Berat Elpiji (kg)	RH Dalam (%)	RH Luar (%)	
		1	2	3	4	5	1	2	3	4	5													
1	13.00	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	60	57	54	51	48	28	54	73	55	37	40.02	0.3	2.5	0.4	6.556	57	72	
2	14.00	0.128	0.128	0.128	0.128	0.128	62	59	56	53	50	28	56	75.5	60	38	24.13	0.3	2.5	0.4	6.528	53	70	
3	15.00	0.125	0.126	0.126	0.126	0.126	60	57	54	51	48	28	54	67.5	55	38	14.36	0.3	2.5	0.4	6.499	49	72	
4	16.00	0.123	0.123	0.124	0.124	0.124	65	61	58	54	50	27	58	82.5	60	44	14.36	0.3	2.5	0.4	6.471	46	68	
5	17.00	0.121	0.121	0.122	0.122	0.122	65	61	58	54	50	27	58	55	60	45	14.36	0.35	2.5	0.4	6.443	42	68	
6	18.00	0.118	0.119	0.12	0.12	0.12	60	57	54	51	48	26	54	72.5	55	38	14.36	0.35	2.5	0.4	6.414	38	70	
7	19.00	0.116	0.117	0.118	0.118	0.118	65	61	58	54	50	25	58	84	60	38	14.36	0.35	2.5	0.4	6.386	35	70	
8	20.00	0.113	0.115	0.116	0.116	0.116	60	57	54	51	48	25	54	81	60	37	14.36	0.35	2.5	0.4	6.357	31	67	
9	21.00	0.111	0.113	0.114	0.114	0.114	65	61	58	54	50	25	58	65	60	37	14.36	0.35	2.5	0.4	6.329	27	67	
10	22.00	0.109	0.11	0.112	0.112	0.112	60	57	54	51	48	25	54	68.5	62	38	14.36	0.35	2.5	0.4	6.301	24	68	
11	23.00	0.106	0.108	0.11	0.11	0.11	62	59	56	53	49	25	56	72.5	60	38	14.36	0.35	2.5	0.4	6.272	20	68	
12	00.00	0.098	0.098	0.098	0.094	0.094	60	57	54	51	48	25	54	66	62	40	14.36	0.35	2.5	0.4	6.244	17	70	
Rata-rata												26.1	55.66	72.227	59.083	39		0.333	2.5	0.4		36.583		69.167
Selisih		0.165																			0.312			
Total																	03:39:00							

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Surabaya, 16 April 1992, merupakan anak pertama dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal di TK Darma wanita Surabaya, SDN Menanggal I Mojosari, Mojokerto, SMPN 1 Mojosari, Mojokerto dan SMAN 1 Kutorejo, Mojokerto. Setelah lulus dari SMAN tahun 2010, Penulis melanjutkan pendidikannya di D3 Teknik Mesin FTI-ITS. Penulis banyak mengikuti beberapa pelatihan misalnya LKMM Pra-TD FTI-ITS, LKMM TD HMDM 2011 FTI-ITS, staff HUMAS HMDM 2011, Kepala divisi KOMINFO HMDM 2012 FTI-ITS dan lain-lain. Penulis mengerjakan tugas akhir ini selama kurang lebih 8 bulan pada semester akhir pendidikan di D3 Teknik Mesin FTI-ITS. Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi banyak orang untuk kedepannya.