KINERJA *COUNTER FLOW HEAT EXCHANGER* DENGAN VARIASI DIAMETER DAN JARAK ULIR TURBULATOR DI DALAM ALIRAN FLUIDA

T E S I S

Untuk Memenuhi Persyaratan
Memperoleh Gelar Magister



Oleh :

ABDULLAH RENWARIN
106060200111008

PROGRAM STUDI TEKNIK MESIN
MINAT KONVERSI ENERGI

PROGRAM MAGISTER DAN DOKTOR
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS BRAWIJAYA
MALANG
2012

KINERJA COUNTER FLOW HEAT EXCHANGER DENGAN VARIASI DIAMETER DAN JARAK ULIR TURBULATOR DI DALAM ALIRAN FLUIDA PANAS

Tesis

Oleh :

Nama : Abdullah Renwarin
NIM : 106060200111008
Program Studi : Teknik Mesin
Minat : Konversi Energi

Menyetujui
Komisi Pembimbing,

Ketua	Anggota
Dr. Slamet Wahyudi, ST.MT	Dr.Eng. Nurkholis HAMIDI, ST.M.Eng

Mengetahui,
Ketua Program Studi Magister Teknik Mesin

Prof.Dr.Ir. Rudy Soenoko M.Eng.Sc

TESIS

KINERJA *COUNTER FLOW HEAT EXCHANGER* DENGAN VARIASI DIAMETER DAN JARAK ULIR *TURBULATOR* DI DALAM ALIRAN FLUIDA PANAS

Oleh :

ABDULLAH RENWARIN

Dipertahankan di depan penguji

Pada Tanggal : **28 Maret 2012**

Dan dinyatakan memenuhi syarat

Komisi Pembimbing,

Dr. Slamet Wahyudi, ST., MT	**Dr.Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.**
Pembimbing I	**Pembimbing II**

Malang, 30 JULI 2012

Universitas Brawijaya
Program Magister Dan Doktor Fakultas Teknik
Ketua Program Magister **TEKNIK MESIN**

Prof. Dr. Ir. Rudy Soenoko, M.Eng.Sc.
NIP. 19490911 198403 1 001

LEMBAR JUDUL

Nama	: Abddullah Renwarin
NIM	: 106060200111008
Program Studi	: Teknik Mesin
Minat	: Konversi Energi
Judul Tesis	: Kinerja Counter Flow Heat Exchanger Dengan Variasi Diameter Dan Jarak Ulir Turbulator Di Dalam aliran Fluida Panas

Komisi Pembimbing	:
Pembimbing I	: Dr. Slamet Wahyudi, ST.MT
Pembimbing II	: Dr.Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.

Komisi Penguji	:
Penguji	: Dr. Slamet Wahyudi, ST.MT
Penguji	: Dr.Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng.
Penguji	: Prof. Dr.Ir. Rudy Soenoko, M.Eng.Sc.
Penguji	: Dr. Denny Widhiyanuriyawan, ST.MT

Tanggal Lulus	: 28 Maret 2012

PERNYATAAN
ORISINALITAS TESIS

Saya menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa sepanjang pengetahuan saya, di dalam Naskah TESIS ini tidak terdapat karya ilmiah yang pernah diajukan oleh orang lain untuk memperoleh gelar akademik di suatu Perguruan Tinggi, dan tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis dikutip dalam naskah ini dan disebutkan dalam sumber kutipan dan daftar pustaka.

Apabila ternyata di dalam naskah TESIS ini dapat dibuktikan terdapat unsur-unsur PLAGIASI, saya bersedia TESIS ini digugurkan dan gelar akademik yang telah saya peroleh (MAGISTER) dibatalkan, serta diproses sesuai dengan peraturan perundang-undangan yang berlaku.
(UU No. 20 Tahun 2003, Pasal 25 ayat 2 dan pasal 70)

Malang, **28 Maret 2012**

Mahasiswa,



Nama : ABDULLAH RENWARIN
NIM : 106060200111008
PM : TEKNIK MESIN
PMD-FTUB

MOTTO

"Ketika Kamu Merasa Ujian Dalam Hidupmu Begitu Berat, Bersyukurlah Karena ALLAH Melihatmu Lebih Kuat Dari Yang Kamu Pikirkan"

Dan

"Sabar Dalam Mengatasi Kesulitan serta Bertindak Bijaksana Dalam Mengatasinya Adalah Sesuatu Yang Utama"

ABSTRAK

Heat exchanger adalah sebagai pentransfer energi panas dari suatu tempat ke tempat lain, dan dalam perkembangannya banyak dipergunakan di dunia industri. Sebagai upaya peningkatan kinerjanya maka perlu desain dan rekayasa bentuknya agar efektif dalam mentransfer panas, salah satunya adalah dengan menambah penghalang (*Feen*) dalam hal ini turbulator.

Penelitian ini menggunakan turbulator diameter 16 dan 18 mm dengan variasi jarak ulir 5 mm, 10 mm, 15 mm, 20 mm dan 25 mm. Pengujian dengan menggunakan instalasi *Heat exchanger*, dengan mevariasikan debit aliran fluida panas sementara debit fluida dingin mengalir secara konstan, tujuannya adalah menganalisis dan menghitung berapa besar laju aliran panas yang terjadi meliputi, laju aliran panas dan aliran dingin.

Hasil penelitian menunjukkan bahwa pada turbulator dengan diameter 18 mm jarak ulir 25 mm terjadi turbulensi yang cukup tinggi yang menyebabkan naiknya angka *Reynold* yaitu 16981,65, *pressure drop* 1239,44 N/m^2, faktor gesekan 4,803, tetapi memerlukan daya pompa yang besar yakni 0,17214 watt bila dibandingkan dengan turbulator 16 mm.

Kata Kunci : Heat exchanger, Turbulator, Jarak ulir, Laju perpindahan panas.

ABSTRACT

Heat exchanger is as transfer energy from one place to another place and the development is many using in the world industry. As means to rise the work, so its need design and imitate the form for effective in transfer heat , which one is by add frevention (feen) turbulator.

This research using turbulator diameter 16 and 18 mm with variation distance screw 5 mm, 10 mm, 15 mm, 20 mm, 25 mm. The test use installation heat exchanger, with variation discharge of water heat fluid, while discharge of cold fluid is constant. In order to analysis and to count how much the speed of heat flow occur like, the speed of heat flow and cold flow.

The result of the research showing that turbulator with diameter 18 mm, the distance of the screw 25 mm make turbulence higher that effect for the point of Reynald high is 1698,65, pressure drop 1293,44 N/m^2, the factor of friction 4,803, the pump energy that big is 0,77214 watt, when an equal in turbulator 16 mm.

Keyword : Heat exchanger, Turbulator, Disance of Screw, The Speed of heat transfer.

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmad dan taufiqNya kepada penulis sehingga tesis dengan judul Kinerja Counter Flow Heat Exchanger dengan variasi diameter dan jarak ulir Turbulator di dalam aliran fluida Panas dapat diselesaikan dengan baik.

Dalam penyelesaian tesis ini disadari bahwa terdapat berbagai ke kurangan, mengingat terbatasnya pengetahuan penulis dan tesis ini tidak dapat diselesaikan tanpa bantuan berbagai maksud tersebut maka menyampaikan terima kasih kepada :

1. Dr. Slamet Wahyudi, ST., MT. dan Dr.Eng. Nurkholis Hamidi, ST., M.Eng. sebagai Pembimbing I dan II
2. Prof. Dr.Ir. Rudy Soenoko, M.Eng.Sc dan Dr.Eng. Denny Widhiyanuriyawan, ST, MT sebagai Penguji I dan II
3. Mahasiswa Program Magister dan Doktor Fakultas Teknik Jurusan Teknik Mesin, khususnya Program Studi Konversi Energi Angkatan 2010.

Akhirnya semoga tesis ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Maret 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL……..... i
LEMBAR PENGESAHAN.. ii
LEMBAR JUDUL…..... iii
PERYATAAN ORIJINALITAS TESIS…..... iv
MOTTO… v
PERSEMBAHAN…..... vi
ABSTRAK….. vii
KATA PENGANTAR…..... viii
DAFTAR ISI…. ix
DAFTAR TABEL x
DAFTAR GAMBAR xi
DAFTAR SATUAN..... xii

BAB I PENDAHULUAN
1.1 Latar belakang 1
1.2 Rumusan Masalah 3
1.3 Batasan Masalah……..... 3
1.4 Tujuan Penelitian 4
1.5 Manfaat Penelitian..... 4

BAB II TINJAUAN PUSTAKA
2.1 Penelitian Sebelumnya..... 5
2.2 Heat Exhanger …….. 8
2.2.1 Fungsi dan Jenis-jenis..... 8
2.2.2 Diameter pipa dalam dan Diameter hydraulik 9
2.3 Perpindahan kalor menyeluruh …….. 9
2.4 Klasifikasi Aliran 12
2.4.1 Aliran Laminer,Transisi dan Turbulen ……. 12
2.4.2.Suhu Limbak (Tenperatur Bulk)..... 15
2.5.Persamaan Empiris Aliran dalam Pipa 17
2.5.1 Bilangan Reynold 17
2.6 Faktor Gesekan & Kerugian pada Saluran Pipa 18
2.6.1 Head Losses …….. …… 18

2.6.1.1 Major Lgsses 18
2.6.1.2 Minor Losses 18
2.6.2 Pressure Drop 21
2.6.3 Frictions Faktor dan Performance Ratio 21
2.7. Fin 22

BAB III KERANGKA KONSEP PENELITIAN PENELITIAN
3.1 Kerangka Teoritis 23
3.1.1 Perubahan Bentuk aliran Faktor gesekan 23
3.1.2 Laju Perpindahan Kalor dan Efektifitas 24
3.2 Kerangka Konsep 26
3.3 Hipotesa 28

BAB IV METODOLOGI PENELITIAN
4.1 Metode, Tempat dan Waktu Penelitian 29
4.1.1 Metode Penelitian 29
4.1.2 Tempat Penelitian 29
4.1.3 Waktu Penelitian 29
4.2 Variabel Penelitian 29
4.2.1 Varibel Bebas 29
4.2.2 Varibel Terikat 31
4.2.3 Variabel Terkontrol 31
4.3 Peralatan Penelitian 32
4.3.1 Peralatan Utama 32
4.3.2 Peralatan Penunjang 33
4.4 Tahapan Penelitian 34
4.5 Teknik Pengolahan Data 35
4.6 Skema Alat Penelitian 36

BAB V ANALISA DAN PENGOLAHAN DATA
5.1 Data Penelitian 39
5.2 Analisa Data 42
5.2.1 Temperatur Bulk Fluida 42
5.2 2 Properti Fluida 42
5.2.3 Perbedaan Temperatur Rata-rata Logaritma 43

5.2.4 Luas Poros Spiral dan Pipa …….. 43
5.2.5 Debit Aliran …….. 45
5.2.6 Kecepatan dan Massa Aliran (u dan m) …….. 45
5.2.7 Perpindahan Panas (q)…… 46
5.2.8 Angka Reynold (Re)……. 47
5.2.9 Koefisian Perpindahan Kalor Total (U) ……. 48
5.2.10 Pressure Drop (Δp) ……... 48
5.2.11 Faktor Gesekan (f)…… 48

5.3 Analisa dan Pengolahan Data ……. 49
5.3.1 Analisa Statistik …… 49
5.3.2 Grafik dan Pembahasan ……. 50
5.3.2.1 Debit dan Laju Aliran Panas (Q-qh,gc)……. 51
5.3 2.2 Debit dan Pressure Drop (Q – ΔP) ……. 54
5.3.2.3 Debit dan Bilangan Reymold (Q – Re)…….. 56
5.3.2.4 Debit dan Koefisien Gesek (Q – f)…… 67
5.3.2.5 Debit dan Koofisien Perpindahan Panas Total (Q-u)… 58

BAB VI KESIMPULAN DAN SARAN
6.1 Kesimpulan 62
6.2 Saran 63

DAFTAR PUSTAKA …… 64
LAMPIRAN ……. 66

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1 Spesifikasi Turbulator Diameter 18 mm …….. 30
Tabel 4.2 Spesifikasi Turbulator Diameter 16 mm..... 30
Tabel 4.3 Data Ukuran Pipa 31
Tabel 5.1 Data Pengujian Turbulator Diameter 16 mm 40
Tabel 5.2 Properti Air Dingin dan Air Panas..... 43
Tabel 5.3 Analisa Varians hubungan Q dan qh untuk Diameter 16 mm 59
Tabel 5.4 Analisa Varians hubungan Q dan qh untuk Diameter 18 mm 59
Tabel 5.5 Analisa Varians hubungan Q dan ΔP untuk Diameter 16 mm 59
Tabel 5.6 Analisa Varians hubungan Q dan ΔP untuk Diameter 18 mm 50

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Aliran Counter Flow 8
Gambar 2.2 Double Tube Heat Exchanger 9
Gambar 2.3 a. Hambatan Thermal, b. Luas Penampang pipa 11
Gambar 2.4 Experimen Ilustrasi Jenis Fluida 13
Gambar 2.5 Proses Transmisi Aliran Laminer ke Turbulen 14
Gambar 2.6 Diskripsi rata-rata terhadap Waktu 15
Gambar 2.7 Perpindahan Kalor Menyeluruh 16
Gambar 2.8 Perpindahan Kalor Melalui Lapisan Cairan..... 17
Gambar 2.9 Kondisi aliran masuk dan koefisien kerugian..... 19
Gambar 2.10 Kondisi aliran Keluar dan koefisien kerugian 20
Gambar 2.11 Jenis Fin 22
Gambar 3.1 Bentuk Counter Flow Heat Exchanger 24
Gambar 3.2 Kerangka Konsep 26
Gambar 4.1 Turbulator 32
Gambar 4.2 Konsep Heat Exchanger 33
Gambar 4.3 Skema Instalasi Peralataalatan Penelitian..... 36
Gambar 4.4 Diagram Alir 38
Gambar 5.1 Grafik hubungan Q dan qh Diameter 16 mm air panas..... 51
Gambar 5.2 Grafik Hubungan Q dan qh Diameter 16 mm air dingin..... 52
Ganbar 5.3 Grafik hubungan Q dan qh diameter 18 mm air panas…….. 52
Gambar 5.4.Grafik hubungan Q dan qh diameter 18 mm air dingin …….. 53
Gambar 5.5 Grafik Hubungan Q dan ΔP untuk Diameter 18 mm 54
Gambar 5.6 Grafik Hubungan Q dan ΔP untuk Diameter 16 mm 55
Gambar 5.7 Grafik Hubungan Q dan Re untuk diameter 16 mm 56
Gambar 5.8 Grafik Hubungan Q dan Re untuk diameter 18 mm..... 56
Gambar 5.9 Grafik Hubungan Q dan f untuk diameter 16 mm 57
Gambar 5.10 Grafik Hubungan Q dan f untuk diameter 18 mm 58
Gambar 5.11 Grafik Hubungan Q dan U untuk 16 mm air panas..... 59
Gambar 5.12 Grafik Hubungan Q dan U untuk 18 mm air panas..... 59
Gambar 5.13 Grafik Hubungan Q dan U untuk 16 mm air dingin..... 60
Gambar 5.14 Grafik Hubungan Q dan U untuk 18 mm air dingin 60

DAFTAR SATUAN

Komponen	Simbol	Satuan
Perbedaan ketinggian	Δz	mm
Temperatur cold masuk	Tc,in	^oC
Temperatur cold keluar	Tc.out	^{o} C
Temperatur hot masuk	Th,in	^oC
Temperatur hot keluar	Th,out	^oC
Massa aliran air dingin	mc	kg/s
Massa aliran air panas	mh	kg/s
Debit air panas	Qh	m^3 /s
Debit air dingin	Qc	m^3 /s
Perpindahan kalor air dingin	qc	J/s
Perpindahan kalor air panas	qh	J/s
Pressure drop	ΔP	N/m^2
Diameter poros	Dprs	m

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan Teknologi dewasa ini perlu diakui bahwa telah mengalami suatu kemajuan yang sangat pesat sekali, hal ini dapat dibuktikan dengan semakin banyaknya produk teknologi yang bermunculan setiap saatnya. Produk teknologi tersebut tujuannya adalah selain guna memenuhi kebutuhan masyarakat sekaligus memenuhi perkembangan dunia industri. Dalam proses produksi teknologi tersebut diatas tentunya membutuhkan energi yang tidak sedikit, dimulai dari proses pengadaan bahan baku sampai dengan proses akhir, sementara dilain pihak dianjurkan agar penghematan energi sangat perlu mendapat perhatian semua pihak mengingat persediaan energi dunia yang semakin berkurang dari waktu ke waktu.

.Salah satu produk yang diproduksi adalah Heat exchanger yang banyak digunakan dalam dunia industri. Dalam melaksanakan fungsinya sebagai pentransfer energi panas maka peralatan ini perlu selalu dalam keadaan yang baik saat dioperasikannya.

Mengingat pentingnya alat yang satu ini maka berbagai penelitian menyangkut kesediaan dan pemanfaatan energi termasuk konservasi energi sering dilakukan oleh beberapa peneliti untuk mengetahui sifat dan karakter dari pada peralatan tersebut. Penelitian yang dilakukan Widodo (2002) tentang Pengaruh aliran flluida pada pipa spira plat heat exchanger dengan memvariasikan laju aliran, massa fluida pada kedua sisi aliran fluidanya dengan keefektifan peralatan yang sangat maximal berada pada harga C minimum.

Penelitian tentang Pengaruh pemasangan helical screw,tape 17 mm dengan diameter inti 5 mm dengan jarak (D-W)/2 = 4mm dilakukan oleh Eiamsa-ard & Promvonge (2006). Hasil yang diperoleh terjadi peningkatan angka Nusselt Experimen yang dilakukan oleh Nuntapahn & Katsinimat (2007) terhadap pengaruh pemasangan helical fin terhadap koefisien perpindahan kalor (h) dan laju perpindahan kalor (Q). Aliran fluida pada heat exchanger dengan hasil yang diperoleh peningkatan laju perpindahan kalor sangat tergantung pada ketinggian helical fin. Penelitian yang dilakukan oleh Ishak Usman (2010) tentang Pengaruh ketebalan Inner-helical Fin terhadap characteristic of Performance pada Heat Exchanger yang hasilnya adalah angka Nuselt mengalami peningkatan.

Bula M (2010) tentang Pengaruh Penngunaan helical fin terhadap kinerja counter flow heat exchanger dengan hasil yang diperoleh adalah Perolehan effisiensi dan experiment yang dilakukan lebih besar dari pada experiment Elansa-ard & Promyange 2006. Kemudian Penelitian oleh Mufid (2010) tentang Pengaruh iriner helical fin terhadap *caracistic performance* pada *counter flow double pipe heat exchange*r yang hasilnya terjadi peningkatan laju perpindahan kalor.

Dari hasil-hasil penelitian tersebut maka penelitian tentang karakteristik dan kinerja *heat exchanger* dengan menggunakan *fin* sebagai pengaruhnya kecepatan fluida serta fin yang menyebabkan terjadinya turbulensi aliran fluida masih terus dilakukan.guna mengetahui kinerja dari suatu *heat exchanger* Untuk maksud tersebut maka perlu diteliti tentang Pengaruh penggunaan variasi diameter serta jarak ulir turbulator didalam fluida air panas terhadap karakteristik dan kinerja sebuah heat exchanger .

1.2 Rumusan Masalah

Dari uraian tersebut maka dapat diambil suatu rumusan masalah yaitu Bagaimanakah Pengaruh variasi Diameter dan jarak ulir turbulator terhadap kinerja counter flow head exchanger

1.3 Batasan Masalah

Pembahasan terhadap permasalahan pada penelitian ini dibatasi pada :

1. Aliran didalam sistem dianggap steady state.
2. Kedua arah aliran berlawanan (*counter flow)* dengan sistem *double pipe heat exchanger.*
3. Diameter double pipe heat exchanger, yaitu pipa dalam memiliki diameter luar 76,2 mm, tebal 2 mm dan panjang 1100 mm. Pipa luar memiliki diameter dalam 25.4 mm, tebal 2,1 mm dan panjang 1300 mm.
4. Fluida yang digunakan adalah air. panas yang terdapat pada bagian dalam, pipa dan air dingin terdapat pada pipa bagian luar.
5. Bahan turbulator yang digunakan sebagai penghalang dalam penelitian ini adalah Besi Cor .
6. Faktor kerugian kalor yang terdapat pada sistim diabaikan.
7. Suhu ruangan dianggap normal serta konstan.
8. Kinerja *counter flow heat exchange*r yang diteliti adalah perbedaan pengaruh penggunaan jarak ulir turbulator dengan diameter yang divariasikan terhadap perolehan laju perpindahan kalor, efektivitas heat exchanger, dan besarnya nilai faktor gesekan.

9. Kedalaman ulir untuk semua *turbulator* adalah sama yaitu 7 mm.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah guna mengetahui seberapa besar pengaruh penggunaan variasi diameter serta jarak ulir *turbulator* didalam aliran fluida panas terhadap kinerja *counter flow heat exchanger*.

1.5 Manfaat Penelitian

Adapun manfaat dari pada penelitian ini adalah :

1. Membantu memberikan pemahaman yang baik terhadap kinerja suatu *heat exchanger* menyangkut karakteristik yang dipengaruhi oleh pemasangan turbualtor dengan diameter serta jarak ulir yang divariasikan.
2. Merupakan suatu sumber penelit bagi yang lainnya dalam merancang dan mengembangkan bentuk *heat exchanger* yang lebih baik
3. Dapat memberikan konstribusi dan manifestasi bagi dunia industri yang banyak menggunakan heat exchanger *s*ebagai alat penukar kalor.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Penelitian Sebelumnya.

Bertolak dari pengalaman yang ada bahwa perlunya mengetahui kinerja dari suatu *heat exchanger* sebagai salah satu alat pentransfer panas maka telah banyak peneliti yang melakukan penelitian tertang kinerja dari pada *heat exchanger* tersebut antara lain :

Widodo (2002), melakukan penelitian uji eksperimental tentang pengaruh plat 3,39 m dengan kapasitas panas maksimum 3 KW. Proses penelitian dilakukan dengan cara memvariasikan laju aliran massa fluida pada kedua sisi aliran fluidanya, fluida panas yang digunakan berupa minyak dari jenis *Thermia Oil* B, sedangkan fluida dingin yang digunakan adalah air.

Hasil eksperimen diperoleh efektifitas peralatan terbesar pada kapasitas rasio (C) minimum adalah 0, 562 untuk debit air pendingin 900 liter/jam dan fluida panas 150 liter/jam, dan terkecil adalah 0,06 untuk debit air pendingin 150 liter/jam dan fluida panas 500 liter/jam pada temperatur setting 95 ^{o}C. Hal ini dikarenakan fluida dingin mampu menyerap lebih banyak energi panas yang dilepaskan oleh fluida panas akibat laju aliran massa fluida panas yang sangat lambat.

Eiamsa-ard & Promvonge (2006), melakukan eksperimen terhadap karakter perpindahan kalor dalam pipa dengan memasangkan penghalang berupa inti berulir dan penghalang berulir. Penelitian ini bertujuan mengetahui pengaruh pemasangan penghalang inti berulir dan penghalang berulir di bagian pipa dalam.

Fluida yang digunakan berupa air panas dialiri di bagian pipa dalam *double tube heat exchanger* dengan diameter penghalang berulir 17 mm dan diameter penghalang inti berulir 5 mm, jarak bebas penghalang berulir dengan pipa dalam 4 mm. Hasil yang diperoleh menunjukkan laju perpindahan kalor sangat tinggi terdapat pada bagian pipa dalam dengan penghalang berulir bila dibandingkan dengan bagian penghalang inti berulir.

Dengan pemasangan penghalang berulir memberikan efek terjadinya pusaran-pusaran aliran yang memberikan pengaruh terhadap pencampuran temperatur fluida antara dinding pipa bagian dalam dengan fluida panas.

Pusaran aliran yang terbentuk akan meningkatkan turbulensi sehingga meningkatnya angka *Nusselt* sebesar 230% atau $NU = 0{,}0094\ Re^{0,96}\ Pr^{1/3}$.

Penelitian eksperimental tentang pengaruh pemasangan spiral fin dalam pipa thermosyphon terhadap koefisien perpinadahn kalor (h) dan laju perpindahan kalor (Q) dilakukan oleh Nuntaphan & Kiatsiriroat (2007). Penelitian ini bertujuan membandingkan laju perpindahan kalor pada alat penukar kalor dengan ketinggian spiral *fin* yang berbeda.

Cross flow heat exchanger merupakan jenis peralatan yang digunakan dengan fluida panas adalah air dan fluida dinginnya adalah udara. Hasil yang diperoleh menunjukkan semakin tinggi spiral fin yang digunakan, maka laju perpindahan kalor semakin meningkat.

Murugesan *at al*. (2009), melakukan eksperimen terhadap laju perpindahan kalor dan karakteristik faktor gesekan dari suatu *heat axchanger* dengan memasangkan turbulator plat berpilin berbentuk trapezium. Plat berpilin ditempatkan pada bagaian pipa dalam *heat exchanger* dan terbuat dari alumanium dengan ketebalan 1.5 mm, lebar 23.5 mm serta panjang 2000 mm.

Besar diameter pilinan, y = 6.0 dan 4.4. Diameter pipa dalam 28.5 mm dengan panjang 2000 mm dan merupakan pipa tembaga. Pipa bagian luar merupakan pipa *stainless steel* yang diisolasi menggunakan tali asbes dan *glass wool*.

Pipa bagian luar dialiri air dingin sebesar 30 ^{o}C, sedangkan pipa bagian dalam dialiri air panas sebesar 54 ^{o}C. Temperatur dijaga konstan dengan debit air dingin 10 liter/menit. Untuk debit air panas mulai dari 2 liter/menit sampai dengan 7 liter/menit dengan interval kenaikan 0.5 liter/menit. Angka Reynolds pengujian dibatasi pada 2000 hingga 12.000.

Hasil yang diperoleh, laju perpindahan kalor meningkat sangat signifikan seiring dengan meningkatnya angka Nusselt sebesar 1.37 kali untuk pilinan 6.0. Angka Nusselt yang diperoleh lebih besar dari pada jenis *heat exchanger* tanpa *turbulator* yang hanya mencapai 1.72 kali untuk pilinan 4.4. Kenaikan laju perpindahan kalor mencapai 27 % hingga 41.8 % untuk pilinan 4.4 dan 6.0.

Faktor gesekan yang diperoleh lebih besar daripada *heat exchanger* tanpa *turbulator (plain tube)* dengan rasio pilinan 4.4 adalah 2.85 kali, sedangkan 6.0 mencapai 1.97 kali

Bula M (2010) melakukan penelitian tentang Pengaruh penggunaan *helical fin* sebagai penghalang laju aliran panas pada *heat exchanger*. Hasil yang diperoleh adalah perolehan effisiensi dan experiment yang dilakukan lebih besar dari pada experiment Eiansa-ard & Promyange 2006. Secara umum effisiensi untuk *helical fin* diameter dalam 8 mm mencapai 2,148 sampai dengan 2,223. Untuk diameter dalam 12 mm mencapai 2,142 sampai dengan 2,216, Sedangkan untuk diameter dalam 16 mm effisiensi mencapai 2,136 sampai dengan 2,211.

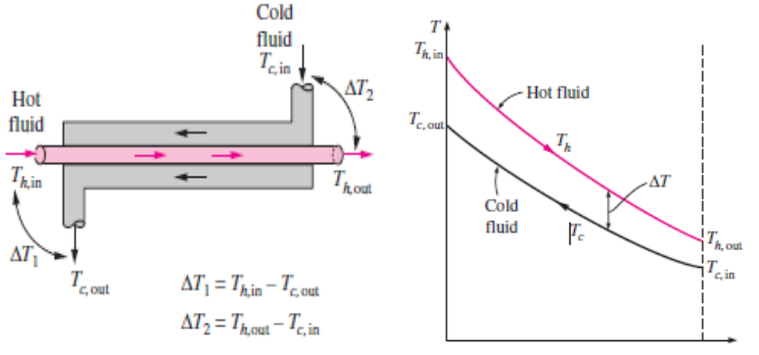
2.2 Heat Exchanger

2.2.1 Fungsi Dan Jenis-Jenis Heat Exchanger

Menurut Bejan & Kraus (2003:798), *heat exchanger* merupakan suatu peralatan yang tujuan utamanya mentransferkan panas atau kalor dari satu fluida ke fluida lain. Menurut pembagiannya Heat exchanger diklasifikasikan dalam tiga kategori, yaitu *regenerator*, *heat exchanger* terbuka dan *heat exchanger* tertutup atau *recuperator* (Welty *at al,* 2004:162).

1. *Regenerator*
2. *Heat Exchanger* Terbuka
3. *Heat Exchanger Recuperator atau* Tertutup.

Jenis *Heat Exchanger Recuperator* adalah nerupakan jenis *heat exchanger* yang akan diteliti dengan konfigurasi aliran berlawanan arah menggunakan pipa ganda atau *double tube* seperti pada gambar 2.1a dengan profil perbedaan temperatur antara aliran panas dan dingin pada gambar 2.1b.



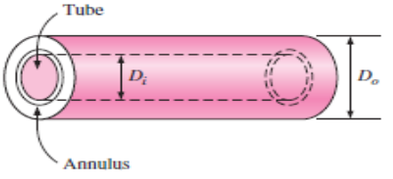
Gambar 2.1. (a) Aliran *counter flow* (Cengel, 2002:682), (b) Profil temperatur aliran *counter flow* pada *heat exchanger* (Cengel, 2002:683)

Kedua fluida dingin dan panas tidak bercampur tapi dipisahkan oleh dinding pipa, dan masing-masing fluida mengalir pada salurannya.

2.2.2 Diameter Pipa Dalam atau Diameter Hidraulik

Pada pipa bagian dalam memiliki diameter yang disebut Diameter hidrolik adalah istilah yang digunakan untuk menghitung aliran yang bergejolak disepanjang saluran pipa. Dari persamaan (2-1), diperoleh persamaan diameter hidraulik untuk sistem *double tube heat exchanger* yang konsentris seperti gambar 2.2 yaitu :

$$D_h = \frac{4A_c}{P} = \frac{4\pi(D_0^2 - D_i^2)/4}{\pi(D_o + D_i)} = D_0 - D_i \quad \text{.....(Cengel, 2002:444) (2-1)}$$



Gambar 2.2. *Double tube heat exchanger* yang terdiri dari dua tabung (Cengel, 2002:444)

2.3. Perpindahan Kalor Menyeluruh

Untuk perpindahan kalor pada *heat exchanger* terjadi antara kedua dinding pipa karena adanya perbedaan suhu antara pipa bagian dalam yang dialiri fluida air panas dengan pipa bagian luar yang dialiri fluida air dingin. Besarnya laju perpindahan kalor masing-masing fluida dinyatakan dengan :

a. **Pada fluida dingin**.

$$Q_c = \dot{m}_c C_{p,w}(T_{c,out} - T_{c,in}) \quad \text{....(Thianpong et al, 2009:699) (2-2)}$$

b. Pada fluida panas

$$Q_h = \dot{m}_h C_{p,w}(T_{h,out} - T_{h,in}) \quad \text{...(Thianpong et al, 2009:699) (2-3)}$$

Maka besarnya perpindahan kalor rata-rata antara fluida air panas dan air dingin adalah :

$$Q_r = \frac{Q_c + Q_h}{2} \quad \text{.....(Murugesan at al, 2009:124) (2-4)}$$

Besarnya laju perpindahan kalor menyeluruh dirumuskan sebagai :

$q = UA\,\Delta T_m$ ……..……(Incropera & DeWitt, 1996:588) (2-5)

Dengan :

$\lim_{\Delta T_2 - \Delta T_1} \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)} = \Delta T_m$ .....(Welty *at al*, 2004:168) (2-6)

Dimana : Q = Laju perpindahan kalor (W)

q = Laju perpindahan kalor menyeluruh (W)

U = Koefisien perpindahan kalor menyeluruh (W/m^2.^{o}C)

A = Luas penampang pipa (m^2)

$T_{c,out}$ = Temperatur fluida dingin pipa luar sisi keluar (^{o}C)

$T_{c,in}$ = Temperatur fluida dingin pipa luar sisi masuk (^{o}C)

$T_{h,out}$ = Temperatur fluida panas pipa dalam sisi keluar (^{o}C)

$T_{h,in}$ = Temperatur fluida panas pipa dalam sisi masuk (^{o}C)

ΔT_m = Perbedaan temperatur kalor menyeluruh dari kedua fluida pada masing-masing pipa (^{o}C)

$\dot{m}_h$, $\dot{m}_c$ = laju aliran mass fluida panas dan dingin (kg/s)

Koefisien perpindahan kalor menyeluruh dapat ditentukan dengan :

$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}$ atau $U = \frac{1}{\frac{1}{h_i}+\frac{1}{h_o}}$ ……....(Cengel, 2002:672) (2-7)

atau :

1. Pada aliran panas

$U_h = \frac{1}{\frac{1}{h_h}+\frac{1}{h_c}\frac{A_h}{A_c}}$ ……..……..……. (Bejan & Kraus, 2003: 804) (2-8)

2. Pada aliran dingin

$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_h}\frac{A_h}{A_c}+\frac{1}{h_c}}$ …… (Bejan & Kraus, 2003: 804) (2-9)

Dimana :

U_h = Koefisien untuk aliran panas (W/m^2.^{o}C)

U_c = Koefisien untuk aliran dingin (W/m^2.^{o}C)

A_h = Luas permukaan pipa aliran panas (m^2)

A_c = Luas permukaan pipa aliran dingin (m^2)

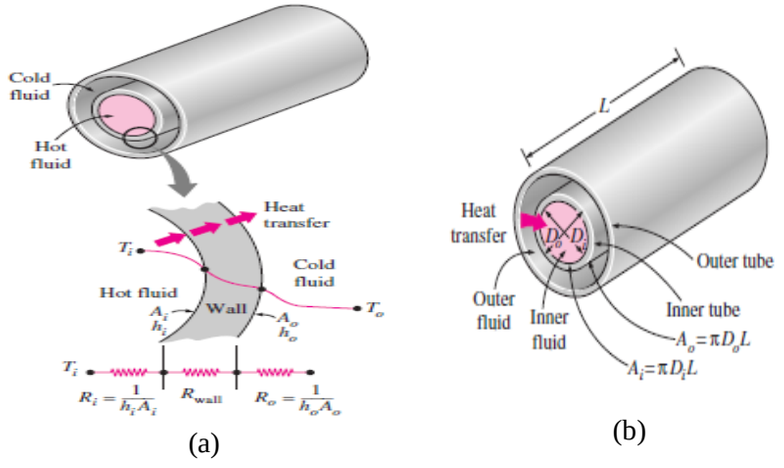
h_i, = Koefisien Perpindahan Kalor pada dinding pipa bagian dalam dari pipa dalam (W/m^2 K)

h_o = Koefisien Perpindahan Kalor pada dinding pipa bagian luar dari pipa dalam (W/m^2 K)

h_h = Koefisien perpindahan kalor konfeksi aliran panas (W/m^2 K)

h_c = Koefisien perpindahan kalor konfeksi aliran dingin (W/m^2 K)

Aliran yang berlawanan pada *double tube heat exchanger* yang memiliki ruang batas, yaitu dinding pipa bagian dalam sebagai hambatan termal, Proses perpindahan kalor konveksi antara fluida yang terdapat pada pipa luar (*outher tube*), dan diilustrasikan pada gambar 2.3a dan 2.3b sebagai luas penampang pipa yang dialiri oleh aliran fluida.



Gambar 2.3. (a) Hambatan termal dan, (b) Luas penampang pipa *double tube heat exchanger* (Cengel, 2002:671)

Proses perpindahan kalor yang terjadi dinyatakan dengan :

$$R = R_{total} = R_i + R_{wall} + R_o = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_0 A_0}$$ ..(Cengel, 2002:672) (2-10)

Dengan :

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R} = UA\,\Delta T = U_i A_i\,\Delta T = U_o\,A_o\,\Delta T$$ ……..(Cengel, 2002:672) (2-11)

Diperoleh :

$$\frac{1}{UA_s} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_o A_o} = R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o A_o}$$ …….. ..(Cengel, 2002:672) (2-12)

Sehingga laju perpindahan kalor menyeluruh (q) adalah :

$$q = \frac{T_h - T_c}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_O/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_O A_O}}$$ ……..……(Holman, 1997:482) (2-13)

Dengan luas diameter pipa bagian dalam dan luar :

$A_i = \pi D_i L$ dan $A_o = \pi D_o L$ …..……...(Cengel, 2002:671) (2-14)

Dimana : h = Koefisien perpindahan kalor konveksi (W/m^2 K)

k = Konduktifitas termal bahan (W/m K)

T_h, T_c = Temperatur air panas dan air dingin (^{o}C)

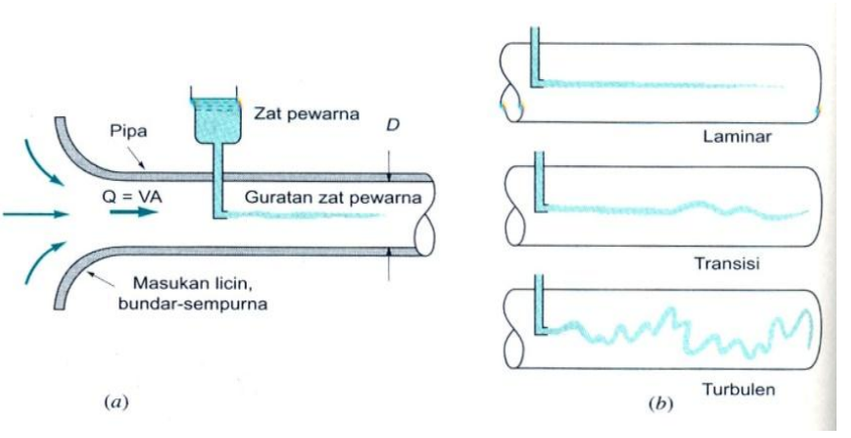
A_i = Luas penampang dalam pipa bagian dalam (m)

A_o = Luas penampang luar pipa bagian dalam (m)

2.4. Klasifikasi Aliran.

2.4.1 Aliran Laminar, Transisi Dan Turbulen

Osborne Reynolds (1842-1912) merupakan ilmuwan dan ahli matematika Inggris yang pertama kali mengungkapkan perbedaan antara jenis aliran dengan sebuah peralatan sederhana seperti pada gambar 2.4.



Gambar 2.4. (a) Eksperimen untuk mengilustrasikan jenis aliran.
(b) Guratan zat warna \yang khas (Munson *et al,* 2005:6)

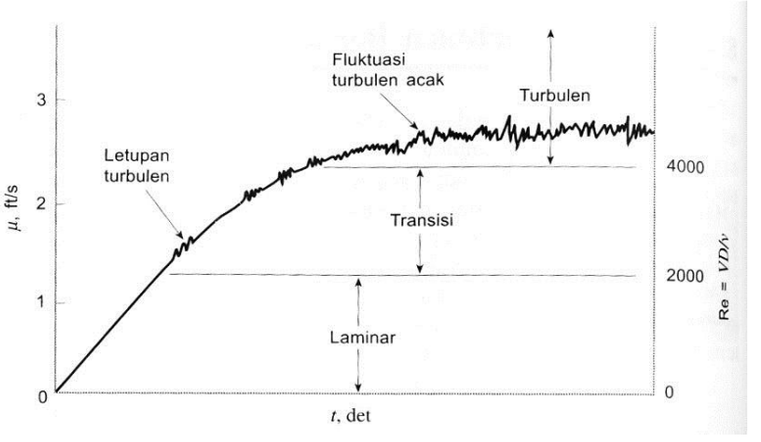
Aliran laminar adalah aliran yang mengalir di dalam lapisan yang halus atau lamina. Pergerakan fluidanya selalu berada pada lapisan-lapisan gerakan yang sangat teratur dan kecepatan masing-masing partikel fluidanya mengikuti lintasannya serta tidak saling mendahului, bersifat konstan dan kontinyu. Sifat alirannya yang teratur berdasarkan lintasannya menyebabkan aliran ini memiliki garis arus (*streamline*) yang tidak saling bercampur.

Proses perpindahan kalor dan momentum terjadi secara konduksi molekular di dalam fluida, terjadi juga melalui lapisan dinding fluida. Eksperimen Reynolds membuktikan bahwa tiap partikel bergerak sepanjang garis lurus, sejajar dengan sumbu pipa. (Welty *at al*. 2004:90)

Bilangan Reynolds untuk aliran laminar di dalam pipa bundar adalah kurang dari 2300 atau Re < 2300 (Bejan & Kraus, 2003:829).

Aliran transisi merupakan aliran peralihan dari aliran laminar ke aliran turbulen. Keadaan peralihan ini tergantung pada viskositas fluida dan kecepatan. Bilangan Reynoldnya 2300 ≤ Re ≤ 4000 (Cengel, 2002:512).

Gambar 2.5 merupakan perilaku perubahan aliran laminar yang bertransisi menjadi aliran turbulen dengan disertai letupan-letupan dan fruktuasi gerakan yang sangat acak.



Gambar 2.5. Proses transisi dari aliran laminar menjadi turbulen di dalam sebuah pipa (Munson *et al,* 2005:6)

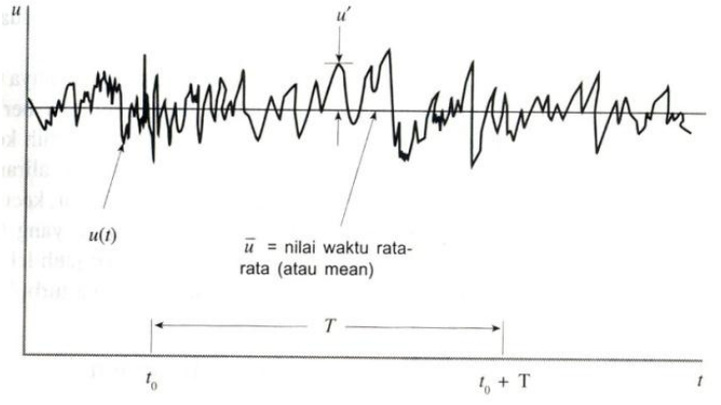
Aliran turbulen merupakan aliran yang pergerakan partikel-partikel fluidanya sangat tidak menentu atau terjadi secara acak dan sangat cepat. Hal inilah yang menyebabkan terjadinya pencampuran dan putaran partikel antar lapisan yang mengakibatkan saling bertukarnya momentum dari satu fluida ke bagian fluida lain dalam skala yang besar.

Proses perpindahan kalor dan momentum pada aliran turbulen terjadi secara konduksi molekuler yang diubah serta dibantu oleh pusaran-pusaran yang membawa gumpalan-gumpalan makroskopik fluida. Gumpalan-gumpalan tersebut melintasi garis-garis aliran sehingga tidak terbentuk lapisan-lapisan fluida. Hal ini terjadi karena pada tiap-tiap garis arus (*streamline*) akan saling bercampur.

Partikel-partikel gumpalan fluida berperan sebagai pembawa energi dan memindahkan energi dengan cara bercampur dengan partikel-partikel lain dari

fluida tersebut. Semakin cepat gerakan fluida tersebut, maka semakin besar energi yang dapat ditransferkan.

Komponen aksial kecepatan yang diukur pada sebuah lokasi tertentu di dalam aliran *u = u(t)* pada gambar 2.6 merupakan suatu jejak yang khas dari aliran turbulen. Sifatnya yang tidak beraturan, acak adalah ciri yang istimewa dari aliran turbulen.

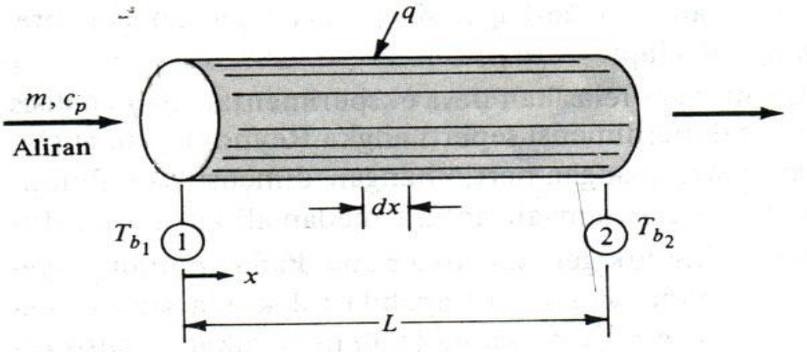


Gambar 2.6. Deskripsi rata-rata terhadap waktu $\bar{u}$ dan fluktuasi, $\acute{u}$ dari sebuah parameter untuk aliran turbulen (Munson *et al,* 2005:27)

Bilangan Reynolds dari jenis aliran turbulen didalam pipa lebih dari 4000 atau Re > 4000 (Cengel, 2002:512).

2.4.2 Suhu Limbak (Temperatur Bulk)

Suhu limbak atau temperatur bulk merupakan perbedaan temperatur rata-rata kalor atau energi pada sisi masuk dan sisi keluar di suatu saluran pipa seperti pada gambar 2.7.



Gambar 2.7. Perpindahan kalor menyeluruh dinyatakan dengan suhu limbak (Holman, 1997:252)

Syarat C_p sepanjang aliran tetap. Kalor *dq* yang ditambahkan dalam panjang diferensial *dx*, dinyatakan sebagai beda suhu limbak atau dengan koefisien perpindahan kalor.

Total energi yang diperoleh dapat dinyatakan dengan beda suhu limbak sebagai :

$$q = \dot{m}C_p(T_{b2} - T_{b1}) \quad \text{.....(Holman, 1997:251) (2-15)}$$

$$dq = \dot{m}C_p dT_b = h(2\pi r)dx(T_w - T_b)$$

$$q = hA(T_w - T_b)_{av} \quad \text{.....(Holman, 1997:251) (2-16)}$$

Dimana : $\dot{m}$ = Laju aliran massa (kg/s)

C_p = Panas spesifik pada tekanan konstan (J/kg K)

T_b = Suhu limbak total (^oC)

T_{b1} = Suhu limbak pada sisi aliran masuk pipa (^oC)

T_{b2} = Suhu limbak pada sisi aliran keluar pipa (^oC)

T_w = Suhu dinding (^oC)

h = Koefisien perpindahan kalor konveksi (W/m^2 K)

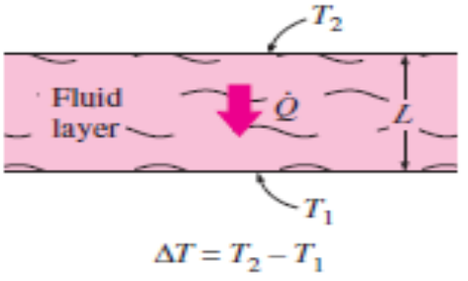
A = Luas permukaan perpindahan kalor (m^2)

2.6 Persamaan Empiris Aliran Dalam Pipa

Laju perpindahan kalor tiap waktu per unit luas konveksi pada gambar 2.8 dan laju perpindahan kalor konduksi memiliki bentuk persamaan sebagai berikut :

$$\dot{q}_{konv} = h\,\Delta T \quad \text{..... (Cengel, 2002:336) (2-17)}$$

$$\dot{q}_{kond} = k\,\frac{\Delta T}{L} \quad \text{..... (Cengel, 2002:336) (2-18)}$$



Gambar 2.8. Perpindahan kalor melalui suatu lapisan cairan ketebalan L dan perbedaan temperatur ΔT (Cengel, 2002:336)

Diperoleh rasio perpindahan panas konveksi dan konduksi adalah :

$$\frac{\dot{q}_{konv}}{\dot{q}_{kond}} = \frac{h\,\Delta T}{k\,\Delta T/L} = \frac{hL}{k} = Nu \quad \text{..... (Cengel, 2002:336) (2-19)}$$

Dimana : L = Ketebalan dinding pipa (m)

L_c = Panjang aliran kritis dalam geometri pipa (m)

2.5.1 Bilangan Reynold

Bilangan Reynold salah satu angka yang digunakan untuk mengetahui kondisi suatu aliran apakah laminar atau turbulen, dan dapat diketahui melalui :.

$$R_e = \frac{\rho\, V\, a}{\mu} \quad \text{.....(Robert W, Fox 2002:311) (2-20)}$$

Dimana : ρ = Densitas fluida (kg/m^3)

a = Jarak diameter luar Poros dengan diameter dalam pipa (mm)

2.6 Faktor Gesekan dan kerugian Pada Saluran Pipa

Terdapat dua bentuk kerugian pada saluran aliran fluida terdiri dari kerugian tekanan (*pressure drop*) dan kerugian energi (*head losses*).

2.6.1 Head Losses

Kerugian energi atau *head losses* merupakan kerugian yang terjadi pada suatu aliran fluida akibat adanya gesekan pada dinding saluran pipa atau oleh adanya penghalang dalam saluran pipa. Terdapat dua akibat dari kerugian ini, energi yang terdapat pada fluida akan berkurang. *Head losses* terdiri dari *major losses* dan *minor losses*.

2.6.1.1 Major Losses

Major losses adalah kerugian pada aliran suatu fluida di sepanjang saluran pipa. Kerugian ini ditimbulkan oleh gesekan antara fluida dengan dinding saluran dan besarnya kerugian dapat diketahui melalui persamaan berikut :

$$h_{ma} = f \frac{L V^2}{2g D_h} \text{ .....(Hughes \& Brighton, 1967:89) (2-21)}$$

Dimana : h_{ma} = *Major losses* (m)

f = Koefisien gesekan

L = Panjang pipa (m)

V = Kecepatan fluida (m/s)

D_h = Diameter hidrolik pipa (m)

2.6.1.2 Minor Losses

Minor losses adalah suatu kerugian akibat komponen-komponen tambahan pada aliran suatu fluida di sepanjang saluran pipa. Komponen-komponen ini mempengaruhi tampilan geometri dari bentuk saluran pipa. Komponen-komponen tersebut, seperti pemasangan sambungan, katup, atau

juga pemasangan suatu hambatan dalam saluran pipa dan dapat dirumuskan sebagai :

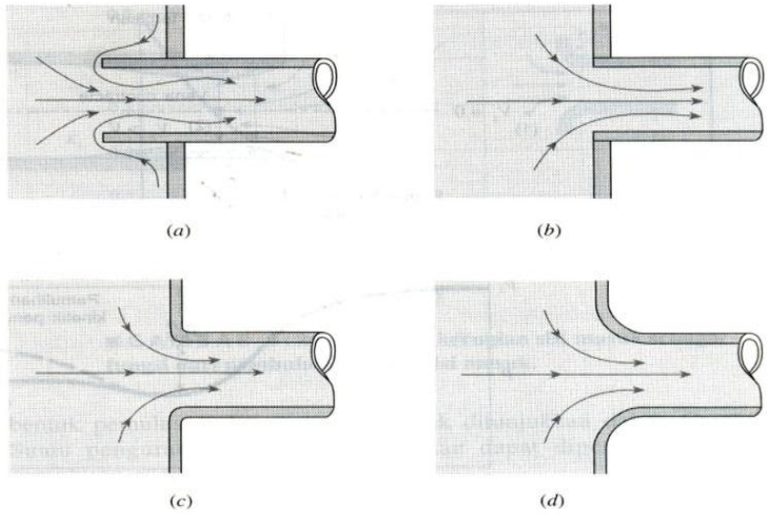
$$h_{mi} = K \frac{V^2}{2g} \quad \text{.....(Hughes \& Brighton, 1967:89) (2-22)}$$

Dimana : h_{mi} = *Minor losses* (m)

K = Faktor kerugian komponen atau gesekan

Nilai *K* aktual sangat tergantung pada geometri pipa saluran masuk seperti yang diilustrasikan pada gambar 2.9 atau juga oleh sifat-sifat fluida, sehingga :

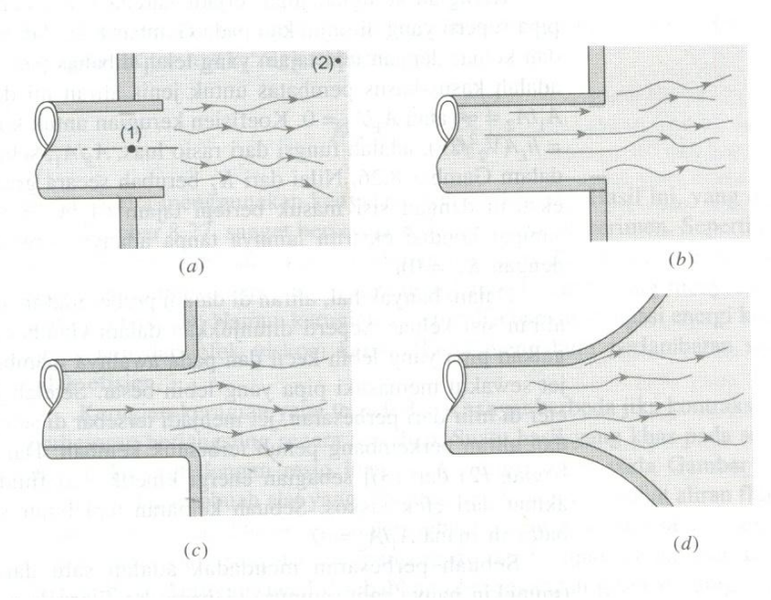
K = ∅(geometri, Re) .....(Munson *et al,* 2005:50) (2-23)



Gambar 2.9. Kondisi aliran masuk dan koefisien kerugian. (a) Reentrant, K = 0,8.
(b) Tepi tajam, K = 0,5. (c) Sedikit dibulatkan, K = 0,2.
(d) Dibulatkan dengan baik, K = 0,04 (Munson *et al,* 2005:51)

Jika kondisi aliran masuk melalui saluran berbentuk *reentrant,* nilai K 0,8, jika bentuknya adalah tepi tajam, maka nilai K 0,5, tetapi bila saluran masuk pipa sedikit dibulatkan, nilai K adalah 0,2. Untuk K 0,04 jika saluran masuk pipa dibulatkan dengan baik.

Untuk saluran keluar, khususnya bila saluran pipa dihubungkan langsung dengan suatu tabung, seluruh energi kinetik dari fluida yang keluar akan hilang melalui efek viskos ketika arus fluida bercampur dengan fluida di dalam tabung dan akhirnya diam. Oleh karena itu, kerugian sisi keluar K untuk semua bentuk geometri pipa saluran keluar adalah 1,0. Bentuk geometri saluran pipa pada saluran keluar seperti pada gambar 2.10 yaitu *reentrant*, tepi tajam, sedikit dibulatkan, dan dibulatkan dengan baik.



Gambar 2.10. Kondisi aliran keluar dan koefisein kerugian.
(a) Reentrant, K = 1,0. (b) Tepi tajam, K = 1,0. (c) Sedikit dibulatkan, K = 1,0.
(d) Dibulatkan dengan baik, K = 1,0 (Munson *et al,* 2005:53)

Jika persamaan (2-21) dan (2-22) dijumlahkan, maka akan diperoleh *head losses* total, yaitu :

$$\sum h = \sum h_{ma} + \sum h_{mi}$$ .....(Olson & Wright, 1993:357) (2-24)

Agar menperoleh nilai kesetaraan antara *major losses* dan *minor losses*, maka persamaan (2-24) dapat dimasukan kedalam persamaan (2-22) menjadi :

$$K\,\frac{V^2}{2g} = f\,\frac{L\,V^2}{2g\,D_h}$$

Diproleh :

$$L = \frac{K\,D_h}{f} \quad \text{……..……...(Olson \& Wright, 1993:357)} \quad (2\text{-}25)$$

2.7.2 Pressure Drop

Pressure drop merupakan jenis kerugian tekanan yang ditimbulkan oleh *head losses*. P*ietzometer* adalah alat yang digunakan untuk mengetahui besarnya kerugian tekanan pada fluida yang sedang mengalir Beda kerugian tekanan pada kedua sisi ini merupakan beda ketinggian permukaan fluida referensi.

Besarnya kerugian tekanan yang dihasilkan dapat diketahui dengan persamaan berikut :

$$\Delta p = f\frac{L}{D}\frac{\rho V^2}{2} \quad \text{…..…….……} \text{ (Munson } \textit{et al,} \text{ 2005:43)} \quad (2\text{-}31)$$

Dimana : Δp = Kerugian tekanan (N/m^2)

2.6.3 Frictions Faktor Dan Performance Ratio

Fricions faktor (*f*) untuk aliran laminar dalam saluran pipa sebesar :

f = 64/Re …….……..… (Bejan & Kraus, 2003:836) (2-32)

Untuk aliran turbulen harga *f* ditentukan oleh rumus :

$$f = (1{,}82 \log Re - 1{,}64)^{-2} \quad \text{…….……(Koestoer, 2002:65)} \quad (2\text{-}33)$$

Atau dapat juga ditentukan dengan :

$$f = \frac{\Delta p}{(L/D)(\rho V^2/2)} \quad \text{……..…} \text{ (Eiamsa-ard \& Promvonge, 2006)} \quad (2\text{-}34)$$

2.8. Fin

Fin adalah potongan logam yang digunakan untuk memperluas permukaan perpindahan panas. Gambar 2.11 merupakan bentuk dari berbagai macam fin yang terdiri dari spiral welding systems, spiral fin tube, welded fin (fin yang dipateri) dan *aluminium spiral blade* (bermata pisau). Menurut Kern (1988),





Spiral fin tube

Gambar 2.11. Jenis-jenis fin (Julfikar, 2010)

Kalor yang ditransferkan melalui fin akan merambat ke hilir fin dipengaruhi oleh panjang, material dan sudut kemiringan fin. Oleh karenanya pada hulu dan hilir fin terjadi perbedaan temperatur. Pada hilir fin terjadi penurunan temperatur.

BAB III
KERANGKA KONSEP PENELITIAN

3.1 Kerangka Teoritis

Turbulator adalah jenis *fin* yang berbentuk poros spiral yang ditempatkan di bagian pipa dalam *double tube heat exchanger.* Tujuan digunakannya adalah untuk meningkatkan laju perpindahan kalor dengan perubahan aliran yang masuk kedalam pipa menjadi alirian turbulen. Penggunaan Turbulator dengan variasi diameter serta Jarak ulir yang berbeda, akan mempengaruhi karakteristik dan kinerja *counter flow heat exchanger*, meliputi besar kecilnya nilai faktor gesekan, laju perpindahan kalor.

3.1.1 Perubahan bentuk Aliran Dan Faktor Gesekan

Perubahan bentuk aliran merupakan efek yang ditimbulkan dari adanya pemasangan *turbulator* pada pipa dalam *heat exchanger*. Aliran yang masuk kedalam pipa akan mengalami perubahan menjadi aliran turbulen. Perubahan ini akan menyebabkan naiknya *Nusselt mumbert* dan *Reynolds numbert*. untuk menentukan konstanta *Nusselt numbet* dengan profil aliran yang telah terbentuk dapat digunakan persamaan empiris berikut :

$$Nu = \frac{hL_c}{k} \text{ atau } Nu = 0{,}023\ Re^{0{,}80} Pr^{n}$$

Nusselt numberts untuk koefisein konfeksi pada dinding pipa bagian dalam dan dinding pipa bagian luar dari pipa dalam *heat exchanger* adalah :

$$Nu_i = \frac{h_i D_h}{k} \text{ dan } Nu_o = \frac{h_o D_h}{k}$$

Dimana : $D_h = D_o - D_i$

Untuk menentukan angka Reynolds, digunakan rumus berikut :

$$R_e = \frac{\rho\, VD}{\mu}$$

Dari angka *Prandatl* antara 0,7 sampai dengan 160 (0,7 ≤ Pr ≤ 160), angka *Reynolds* lebih dari 10.000 (Re > 10.000). Nilai eksponen n untuk pemanasan 0,40 dan untuk pendinginan 0,30.

Dengan faktor gesekan (*f*) aliran turbulen ditentukan dengan :

$$f = (1{,}82 \log Re - 1{,}64)^{-2}$$

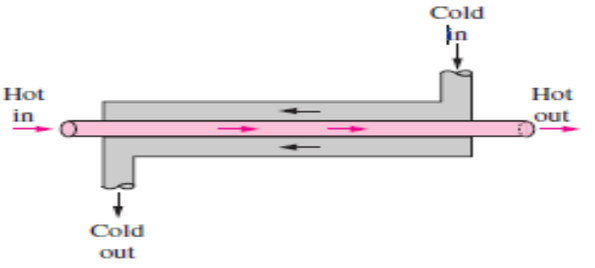
Apabila faktor gesekan di dalam pipa untuk aliran turbulen dipengaruhi besarnya kerugian tekanan (Δp) sebagai akibat adanya hambatan dari pemasangan turbulator dan mempengaruhi kinerja pompa yang semakin meningkat, maka untuk menentukan besarnya nilai faktor gesekan dapat menggunakan persamaan berikut :

$$f = \frac{\Delta p}{\left(\frac{L}{D}\right)\left(\rho\frac{V^2}{2}\right)}$$ ……..……..(Murugesan *at al,* 2009:124) (3-1)

3.1.2 Laju Perpindahan Kalor Dan Efektifitas

Secara teoritis, semakin besar angka Nusselt, maka perpindahan kalor konveksi semakin efektif dengan rasio perpindahan panas konveksi dan konduksi pada sistem *double tube heat exchanger* aliran *counter flow* pada gambar 3.1 adalah :

$$\frac{\dot{q}_{konv}}{\dot{q}_{kond}} = \frac{h\,\Delta T}{k\,\Delta T/L} = \frac{hL}{k} = Nu$$



Gambar 3.1. Bentuk *counter flow heat exchanger* (Cengel, 2002:668)

Besarnya laju perpindahan kalor yang diperoleh adalah :

$$q = \frac{T_h - T_c}{\frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_o A_o}}$$

Dapat juga dinyatakan sebagai :

$$q = UA\,\Delta T_m$$

Dimana koefisien perpindahan kalor menyeluruh sebagai :

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \text{ atau } U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o}}$$

Dan : $\lim_{\Delta T_2 - \Delta T_1} \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)} = \Delta T_m$

$A_i = \pi d_i L$ dan $A_o = \pi d_o L$

Metode analisis afektifitas-NTU merupakan metode rasio transfer panas sesungguhnya dalam *heat exchanger* terhadap transfer panas maksimum yang mungkin akan terjadi, jika luas permukaan infinit tersedia dengan kapasitas rasio rata-rata sebagai:

$$C^* = \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{(\dot{m}C_p)_{min}}{(\dot{m}C_p)_{max}}$$

Dimaana efektifitas perpindahan kalor adalah :

$$\in = \frac{q}{q_{max}} = \frac{perpindahan\ kalor\ aktual}{perpindahan\ kalor\ maksimum}$$

Jika perpindahan kalor maksimum yang mungkin terjadi dapat dinyatakan sebagai :

$q_{max} = C_c(T_{h,i} - T_{c,i})$ jika $C_c < C_h$

$q_{max} = C_h(T_{h,i} - T_{c,i})$ jika $C_h < C_c$

Efektifitas perpindahan kalor pada *heat exchanger* yang diperoleh menjadi :

$$\in = \frac{C_h(T_{h,i} - T_{h,o})}{C_{min}(T_{h,i} - T_{c,i})} = \frac{C_c(T_{c,o} - T_{h,i})}{C_{min}(T_{h,i} - T_{c,i})}$$

Efektifitas perpindahan kalor yang dinyatakan sebagai hubungan antara NTU dan C^* (kapasitas rasio) dengan efektifitas (ϵ) untuk *counter flow* pada *double tube heat exchanger* dirumuskan sebagai berikut :

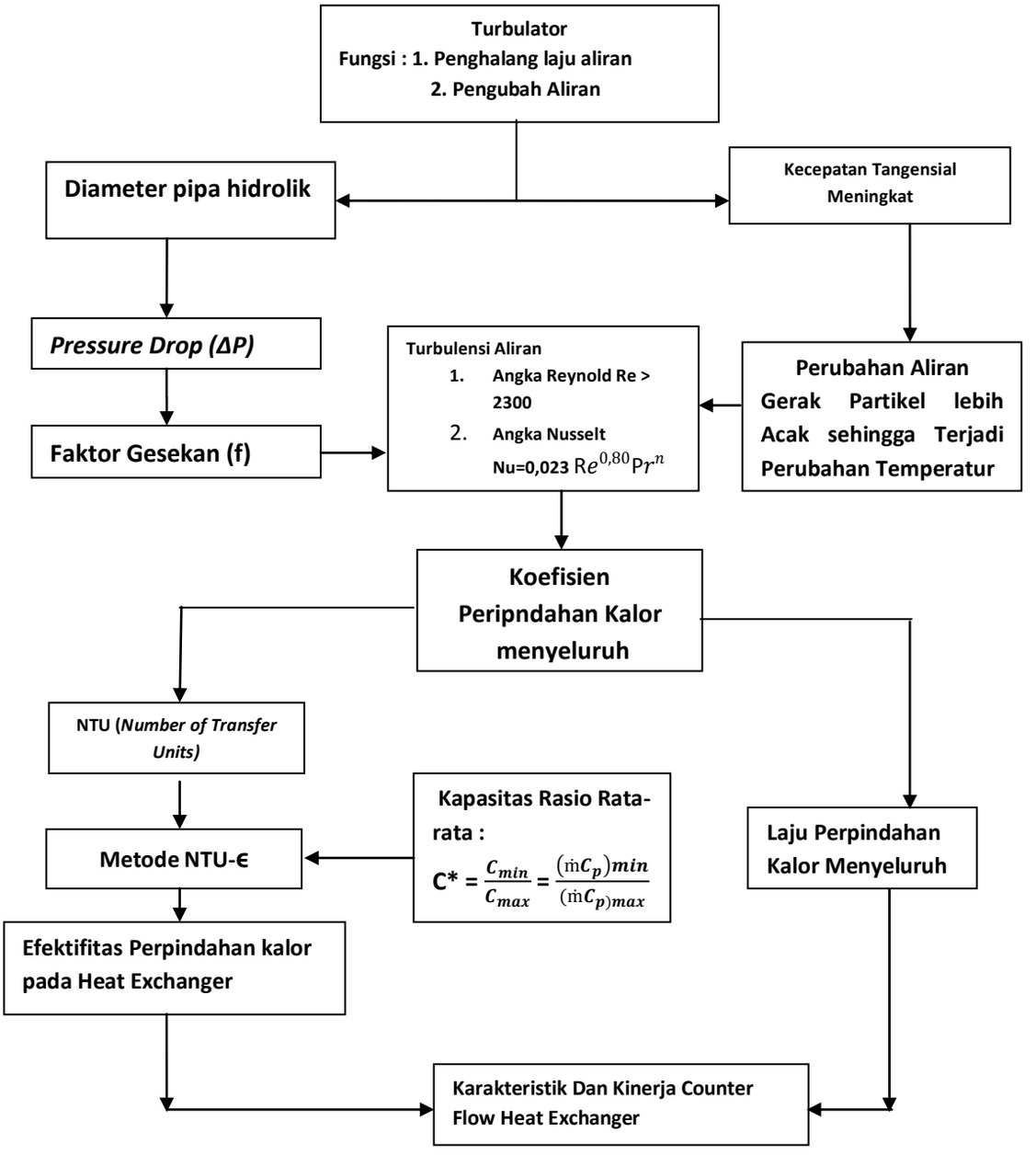
$$\in = \frac{1 - e^{-NTU(1-C^*)}}{1 - C^* e^{-NTU(1-C^*)}}$$

Dimana NTU yang diperoleh dirumuskan sebagai :

$$NTU = \frac{UA}{C_{min}} = \frac{UA}{(\dot{m}C_p)_{min}}$$

3.2 Kerangka Konsep

Gambar 3.2 merupakan kerangka konsep penelitian yang mengilustrasikan karakter dan kinerja *counter flow heat exchanger*.



Gambar 3.2. Diagram kerangka konsep penelitian

Turbulator yang memiliki fungsi sebagai penghalang laju dan pengubah aliran disepanjang diameter hidrolik pipa dipasang pada bagian pipa dalam *heat exchanger*. Diameter hidrolik pipa merupakan daerah turbulensi yang diukur mulai dari daerah lapisan batas turbulen hingga daerah aliran berkembang penuh. Disepanjang diameter hidrolik pipa terjadi *pressure drop* yang diakibatkan adanya gesekan antara aliran dengan dinding pipa dan pengaruh pemasangan turbulator. Besarnya perolehan nilai *pressure drop* memberikan pengaruh terhadap nilai faktor gesekan yang terjadi disepanjang pipa.

Perubahan aliran yang terjadi secara tidak sempurna sangat dipengaruhi oleh kecepatan tangensial yang meningkat tajam hingga membentuk olakan-olakan turbulensi. Partikel fluida yang bertemperatur sangat tinggi akan membentur dinding piipa bagian dalam yaitu proses perpindahan kalor melalui dinding pipa dan secara konduksi, yaitu perpindahan kalor ke suhu yang lebih rendah dari dinding pipa dalam menuju aliran air dingin pada pipa luar.

Nusselt numberts dan *Reynolds numberts* akan mengalami peningkatan, Peningkatan ini menunjukan adanya peningkatan nilai faktor gesekan. Nilai faktor gesekan untuk aliran turbulen diketehui melaui persamaan : $f = (1{,}82 \log Re - 1{,}64)^{-2}$.

Kedua angka Nusselt dan Reynolds yang tinggi lebih dari 2300 akan memberikan keefektifan bagi koefisien perpindahan kalor menyeluruh sehingga laju perpindahan kalor sangat cepat terjadi disepanjang saluran pipa. Besarnya nilai NTU sangat tergantung pada besarnya nilai koefisien perpindahan kalor menyeluruh. Dengan menggunakan metode NTU –efektifitas yang saling berhubungan dan

dengan mengetahui nilai kapasitas rasio rata-rata transfer panas sesungguhnya dalam *heat exchanger* terhadap transfer panas maksimum yang mungkin akan terjadi, maka efektifitas *heat exchanger* dapat diketahui.

Besarnya nilai efektifitas dan laju perpindahan kalor menyeluruh yang diperoleh menunjukan karakter dan kinerja *counter flow heat exchanger* yang dipengaruhi oleh pemasangan penghalang berupa turbutulator tersebut .

3.3 Hipotesis

Penggunaan turbulator pada bagian pipa dalam *double tube heat exchanger* akan menyebabkan aliran di dalam pipa mengalami perubahan menjadi turbulensi yang mengakibatkan meningkatnya koefissien perpindahan panas sehingga mempengaruhi juga kinerja kinerja *heat exchanger*.

BAB IV
METODOLOGI PENELITIAN

4.1. Metode, Tempat dan Waktu Penelitian

4.1.1 Metode Penelitian

Penelitian ini dilakukan dengan cara eksperimen dengan rancangan percobaan berskala laboratorium menggunakan satu *set up* peralatan *heat exchanger*.

4.1.2 Tempat Penelitian

Pelaksanaan penelitian bertempat pada Laboratorium mesin fluida jurusan teknik mesin Fakultas Teknik Universitas Brawijaya Malang.

4.1.3 Waktu Penelitian

Proses pelaksanaan penelitian dimulai dari penentuan topik tanggal 5 Oktober 2011 sampai dengan pelaporan dalam bentuk tesis final tanggal 5 maret 2012.

4.2. Variabel Penelitian

Variabel yang digunakan pada penelitian ini ada tiga jenis, yaitu variabel bebas, variabel terikat dan variabel terkontrol.

4.2.1 Variabel Bebas

Yang dimaksud dengan variabel bebas adalah variabel yang bebas ditentukan nilainya sebelum dilakukan penelitian. Variabel ini terdiri dari dua buah

Turbulator dengan jarak ulir yang divariasikam sebagai spesimen uji, *double tube heat exchanger*. Dimensi dari masing-masissing poros spiral terdapat pada tabel 4.1 dengan diameter *double tube heat exchanger* pada tabel 4.2. dan 4.3/ berikut :

Spesifikasi *turbulator*

Fin Poros Spiral					
Ukuran	1	2	3	4	5
Tebal (t)	2 mm	2 mm	2 mm	2 mm	2 mm
Jarak Pitch (P)	25 mm	20 mm	15 mm	10 mm	5 mm
Diameter (D)	18 mm	18 mm	18 mm	18 mm	18 mm
Panjang Poros (L)	1000 mm	1000 mm	1000 mm	1000 mm	1000 mm
Kedalaman Ulir	7 mm	7 mm	7 mm	7 mm	7 mm

Tabel 4.1. Spesifikasi Turbulator

Turbulator					
Ukuran	1	2	3	4	5
Tebal (t)	2 mm	2 mm	2 mm	2 mm	2 mm
Jarak Pitch (P)	25 mm	20 mm	15 mm	10 mm	5 mm
Diameter (D)	16 mm	16 mm	16 mm	16 mm	16 mm
Panjang Poros (L)	1000 mm	1000 mm	1000 mm	1000 mm	1000 mm
Kedalaman Ulir	7 mm	7 mm	7 mm	7 mm	7 mm

Tabel 4.2. Spesifikasi *Turbulator*

Spesifikasi ukuran pipa

Ukuran	Pipa Dalam	Pipa Luar
Diameter Dalam	76,2 mm	25,4 mm
Tebal Pipa	2 mm	1 mm
Panjang Pipa	1100 mm	1300 mm

Tabel 4.3. Data Ukuran Pipa

4.2.2. Variabel Terikat

Variabel terikat adalah variabel yang nilainya sangat tergantung pada variabel bebas. Variabel terikat terdiri dari :

1. *Pressure drop*
2. Faktor gesekan
3. Angka Reynolds
4. Laju perpindahan kalor
5. Efektifitas kalor

4.2.3 Variabel Terkontrol

Variabel terkontrol adalah variabel yang nilainya ditentukan konstan atau tidak berubah. Variabel ini terdiri dari :

1. Debit fluida air dingin konstan sebesar 500 liter/jam dan debit air panas divariasikan dari 100 liter/jam sampai dengan 500 liter/jam dengan kenaikan rata-rata sebesar 100 liter/jam.
2. Temperatur wadah air panas pengujiannya dilakukan pada kondisi 70 ^{o}C dengan toleransi ± 2 ^{o}C.
3. Temperatur wadah air dingin pada kondisi konstan 27 ^{o}C dengan toleransi ± 2 ^{o}C.

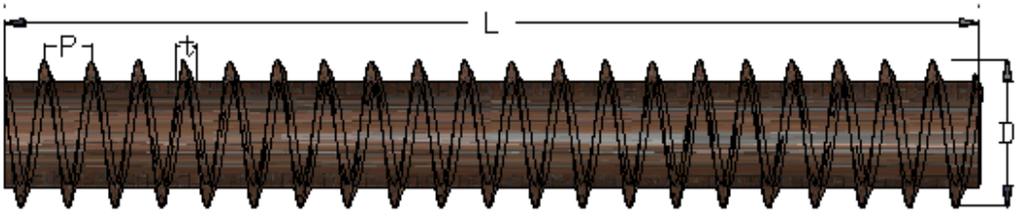
4.3. Peralatan Penelitian

Peralatan yang akan digunakan pada penelitian ini terdiri dari dua bagian, yaitu peralatan utama dan peralatan penunjang.

4.3.1 Peralatan Utama

Peralatan utama sebagai sumber yang diteliti. Peralatan ini terdiri dari :

1. Alat yang digunakan sebagai fin adalah sebuah poros spiral (gambar 4.1

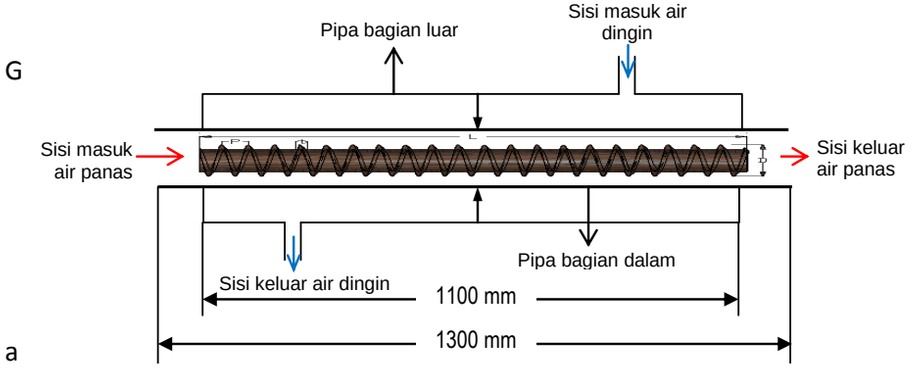


Gambar 4.1. *Turbulator*

Keterangan :

Panjang (L) mm
Diameter (D) mm
Jarak ulir (P) mmj

1. *Double tube heat exchanger*, dengan pipa bagian luar dialiri fluida air dingin, sedangkan pipa bagian dalam dialiri fluida air panas seperti gambar 4.2. Panjang pipa luar 1300 mm, sedangan pipa bagian dalam 1100 mm. Jarak antara diameter dalam pipa bagian luar dengan diameter luar pipa bagian dalam 49.8 mm dengan ketebalan pipa bagian dalam 1 mm.



Gambar 4.2. Skema *heat exchanger*

4.3.2 Peralatan Penunjang

Peralatan penunjang adalah merupakan peralatan tambahan yang digunakan untuk mencatat data dan mengkondisikan pengujian. Peralatan tambban terdiri dari :

1. *Automatic Thermocontroller*

   Automatic Thermocontroller berfungsi untuk menjaga temperatur air panas tetap konstan dengan mengatur kerja dari *Magnetic Contactor*. Spesifikasinya sebagai berikut

2. *Thermocouple*

Thermocouple berfungsi sebagai sensor untuk mengubah suatu besaran fisik berupa temperatur menjadi bentuk elektris berupa beda potensial dan yang digunakan adalah type K dan type LM35.

3. *Heater* (pemanas air) berfungsi untuk memanaskan air sampai pada temperatur uji yang telah ditentukan.
4. *Sterofoam*

   Sterofoam berfungsi untuk mengisolasi pipa aliran panas dan pipa luar dari *heat exchanger*.
5. Pompa air.

   Pompa air berfungsi untuk mempompakan air menuju double tube heat *exchanger*.
6. *Manometer*

   Manometer berfungsi untuk mengukur perbedaan tekanan pada sisi masuk dan sisi keluar pipa dalam *heat exchanger* yang dipasang pada *turbulatorl.*
7. *Debit Meter*

   Debit Meter berfungsi untuk mengukur jumlah debit air yang masuk ke dalam pipa *heat exchanger.*

4.4 Tahapan Penelitian

Tahapan penelitian merupakan suatu tahapan prosedur yang dibuat sebagai panduan penelitian sebagai berikut :r

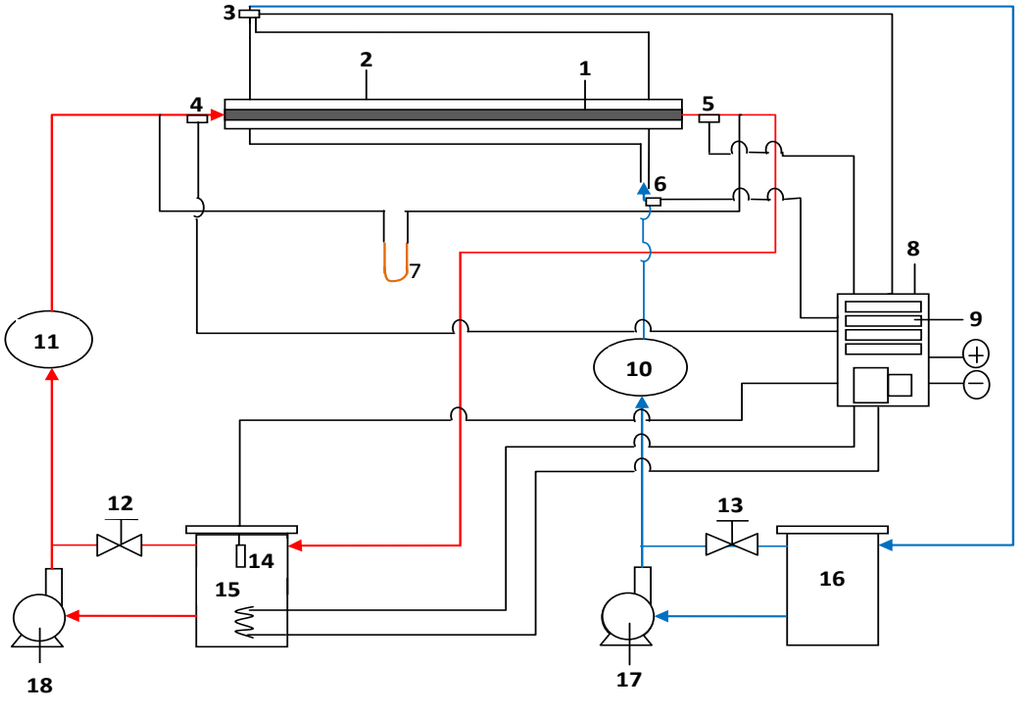
I. Tahap pengecekan semua peralatan penelitian : Menyiapakan Instalasi penelitian yaitu memanaskan air serta pengecekan semua peralatan.

II. Melakukan pemasangan instalasi serta pemasangan t*urbulator 1* pada *Inner Tube*, menghidupkan pompa, mengatur debit.air dan perbedaan tinggi air serta Pengambilan data.
III. Keluarkan t*urbulator* ke 2 dan pasang t*urbulato*r ke 3 sesuai tahapan sebelumnya sesuai dengan ketentuan.
IV. Melepaskan *turbulator* ke 3 dan pasang *turbulato*r ke 4, dani Lakukan sama seperti semula sampai pada *turbulator* yang terakhir.
V. Tahap berikutnya adalah tahap pengolahan Data, dimana pada tahap ini semua data yang telah terkumpul mulai diolah.

4.5. Teknik Pengolahan Data

Dalam pengolahan data nanti akan menggunakan teknik deskriptif berdasarkan hasil eksperimen, sedangkan metode analisis regresi linier dengan bantuan *Microsoft Office Excel* digunakan untuk menganalisa data dengan menampilkan grafik untuk mengetahui hubungan dan perbedaan antara nilai *pressure drop*, laju perpindahan kalor dan efektifitas *heat exchanger* dengan diameter serta jarak ulir *turbulator* yang divariasikan.

4.6. Skema Alat Penelitian



Gambar 4.3 Skema instalasi peralatan penelitian

Keterangan gambar :

1. *Turbulator*
2. *Double tube heat exchanger*
3. LM35 untuk sisi keluar air dingin
4. LM35 untuk sisi masuk air panas
5. LM35 untuk sisi keluar air panas
6. LM35 untuk sisi masuk air dingin
11. Debit meter air panans
12. *Ball valve* pelimpah air panas
13. *Ball valve* pelimpah air dingin
14. *Thermocouple* air panas (reservoir)
15. Reservoir air panas
16. Reservoir air dingin

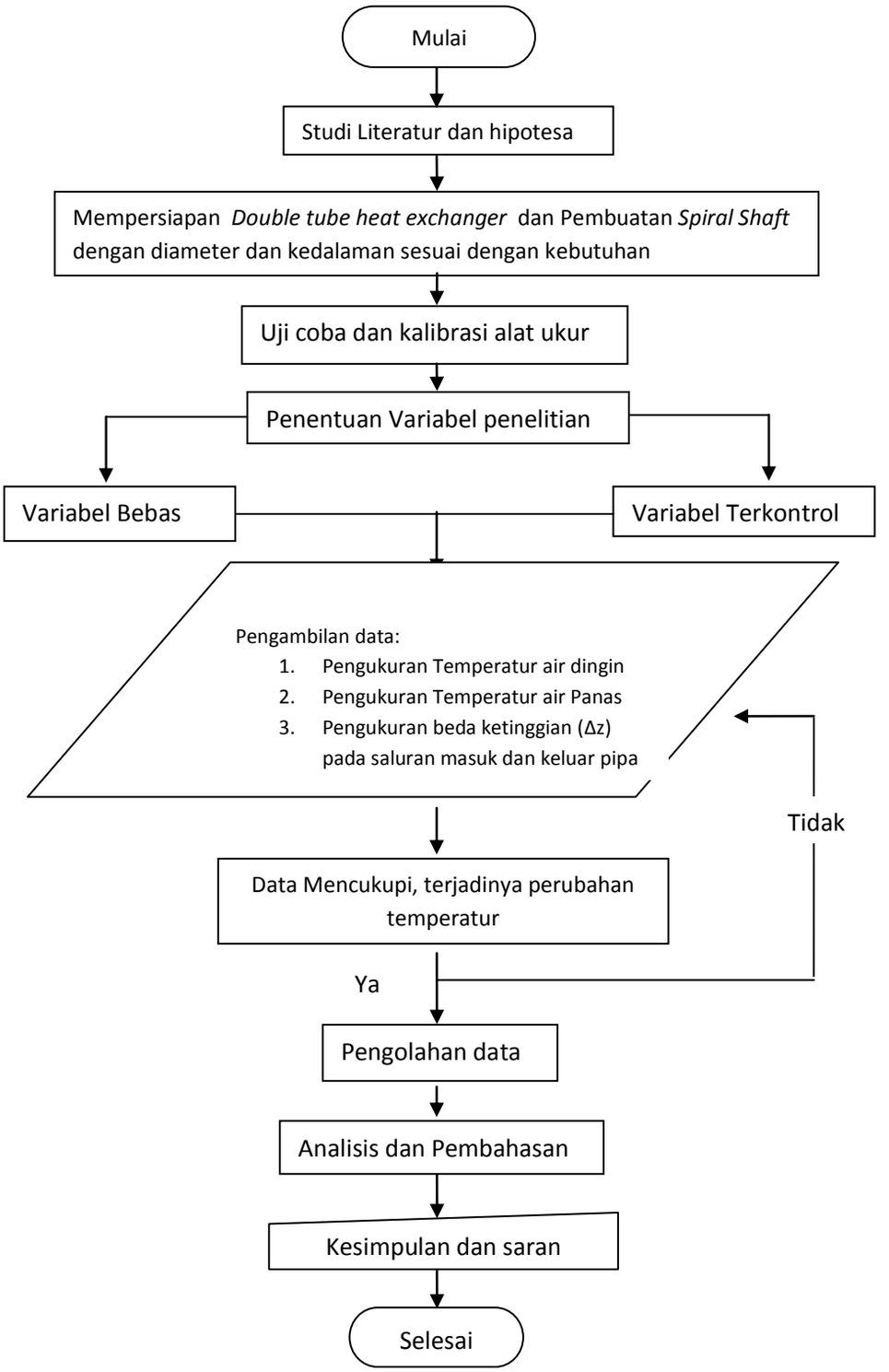
7. Manometer
8. *Control panel*
9. *Display digital*
10. Debit meter air dingin

Aliran air panas

Aliran air dingin

17. Pompa air dingin
18. Pompa air panas

Gambar 4.4 Diagram alir



BAB V

ANALISA DAN PENGOLAHAN DATA

5.1 Data Penelitian

Data yang dihasilkan dari pengujian *double tube heat exchanger* terdiri dari data *plain tube*, yaitu data tanpa turbulator dan data dengan menggunakan Turbulator dengan diameter 16 mm dan 18 mm yang divariasikan jarak ulir masing-masing 5 mm, 10 mm, dan 15 mm 20 mm serta 25 mm. Data pengujian terdiri dari suhu air panas masuk, suhu air panas keluar, suhu air dingin masuk dan suhu air dingin keluar serta beda tekanan pada saat air masuk dan keluar dari *heat exchanger*.

Suhu kedua air tersebut pada reserfoir yaitu air panas dengan suhu 70ºC dan air dingin dengan suhu 27ºC dimana kedua suhu air ini tetap dijaga konstan. Perbedaan tekanan dari pipa bagian dalam *double tube heat exchanger* diukur melalui perbedaan ketinggian air (Δz) pada manometer. Pipa-pipa manometer terpasang pada sisi masuk dan sisi keluar dibagian pipa dalam.

Pada penellitian ini pengambilan data dilakukan pada 5 jenis debit air panas ditiap kenaikan interval 100 l/jam , yaitu 100 lt/jam, 200 lt/jam, 300 lt/jam, 400 lt/jam, dan 500 lt/jam dan setelah dilakukan kalibrasi pada debit meter dan manometer pada saat kondisi temperatur fluida *steady*.

Data hasil pengujian *double tube heat exchanger* dari masing-masing debit untuk *plain tube, turbulator* diameter dalam 16 mm dan 18 mm data properties fluida terdapat pada lampiran 1.

Berikut contoh data pengujian Turbulator dengan diameter dalam 16 mm pada debit air panas 100 liter/jam dan debit air dingin konstan pada 900 liter/jam adalah :

Tabel 5.1 Data pengujian Turbulator diameter 16 mm pada debit air panas 100 liter/jam pada jarak ulir 5 mm

5 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH_2O
100	500	27.3	28.2	67.7	66.4	0.035
100	500	27.3	28.2	67.5	66.2	0.035
100	500	27.3	28.2	67.5	66.2	0.036
100	500	27.2	28.1	67.4	66.1	0.036
100	500	27.2	28.1	67.4	66.1	0.035
200	500	27.3	28.4	67.6	66.1	0.043
200	500	27.2	28.3	67.5	66	0.043
200	500	27.1	28.2	67.6	66.1	0.044
200	500	27.4	28.5	67.7	66.2	0.043
200	500	27.4	28.5	67.6	66.1	0.043
300	500	27.3	28.6	67.8	66.1	0.051
300	500	27.2	28.5	67.6	65.9	0.052
300	500	27.2	28.5	67.7	66	0.052
300	500	27.3	28.6	67.6	65.9	0.051
300	500	27.2	28.5	67.8	66.1	0.051
400	500	27.3	28.8	67.7	65.8	0.072
400	500	27.3	28.8	67.8	65.9	0.073
400	500	27.2	28.7	67.7	65.8	0.073
400	500	27.3	28.8	67.6	65.7	0.072
400	500	27.2	28.7	67.8	65.9	0.072
500	500	27.1	28.8	67.8	65.7	0.092
500	500	27.3	29	67.7	65.6	0.093
500	500	27.3	29	67.9	65.8	0.092
500	500	27.3	29	67.8	65.7	0.092
500	500	27.2	28.9	67.9	65.8	0.093

Dari hasil pengujian kemudian dilakukan perhitungan untuk mendapatkan data-data yang diperlukan seperti : temperatur bulk (T_{bulk}), bilangan Reynolds

(Re), laju perpindahan kalor (Q), besarnya factor gesekan (f), beda temperatur rata-rata logaritmik (ΔT_{LMTD}), koefisien perpindahan kalor menyeluruh (U).

Contoh langkah-langkah perhitungan dari data Turbulator dengan jarak ulir 5 mm yang diperoleh dari hasil pengujian untuk data table 1.1 *poros berulir* diameter 16 mm dengan debit air panas 500 lt/jam sebagai berikut :

Data-data yang diketahui adalah :

- Debit air dingin ($\dot{Q}_c$) = 500 l/jam
- Debit air panas ($\dot{Q}_h$) = 500 l/jam
- Temperatur air dingin masuk (T_{cin}) = 27.2 ^oC
- Temperatur air panas masuk (T_{hin}) = 67.9 ^oC
- Temperatur air dingin keluar (T_{cout}) = 28.9 ^oC
- Temperatur air panas keluar (T_{hout}) = 65.8 ^oC
- Beda ketinggian air manometer pipa dalam (Δz) = 0,093 mH_2O
- Diameter pipa luar, bagian dalam ($D_{pl,d}$) = 0,0762 m
- Diameter pipa dalam, bagian dalam ($D_{pd,d}$) = 0,0254 m
- Diameter pipa dalam, bagian luar ($D_{pd,l}$) = 0,0296 m
- Panjang pipa bagian dalam (L_i) = 1,1 m
- Diameter poros berulir (dp) = 0,016 m
- Jarak ulir (P) = 0,005 m

5.2 Analisa Data

Dari data-data diatas, dapat dilakukan perhitungan sebagai berikut :

5.2.1 Temperatur *Bulk* Fluida

$$T_{b,hot} = \frac{T_{h,in} + T_{h,out}}{2}$$

$$= \frac{67,9 + 65.8}{2}$$

$$= 66.85\ ^{o}C$$

$$T_{b,c} = \frac{T_{c,in} + T_{c,out}}{2}$$

$$= \frac{27,2 + 28,9}{2}$$

$$= 28,05\ ^{o}C$$

5.2.2 Properti fluida

Properti fluida dapat dihitung dengan interpolasi karena memiliki nilai antara angka-angka suhu pada tabel lampiran 3 dengan menggunakan persamaan :

$$\frac{x_1 - x_2}{y_1 - y_2} = \frac{x - x_1}{y - y_1}$$

Contoh perhitungan densitas (ρh), dimana dari tabel diperoleh :

x_1 = 60 ^{0}C y_1 = 983,24 kg/m^3

x_2 = 70 ^{0}C y_2 = 977,81 kg/m^3

x = 65,8 ^{0}C y = ρh

Maka diperoleh hasil :

$$\frac{60 - 70}{983,24 - 977,81} = \frac{65,8 - 60}{\rho h - 983,24}$$

y = ρh = 979,52 kg/m^3

Dengan cara yang sama dilakukan terhadap propertis lainya dan diperoleh hasil sebagaimana table 5.2

Tabel 5.2 Properti air dingin dan air panas

Properties Fluida Air Dingin	Hasil	Properties Fluida Air Panas	Hasil
ρ_c	996,31 kg/m^3	ρ_h	979,52 kg/m^3
μ_c	0,0008 kg/m.s	μ_h	0,0004 kg/m.s
Pr_c	5,94	Pr_h	2,75
$Cp_{,c}$	15,32 J/s ºC	$Cp_{,h}$	15,33 J/s ºC

5.2.3 Perbedaan Temperatur Ratar-rata Logaritma

Untuk menentukan perbedaan temperatur rata-rata logaritmik digunakan persamaan berikut :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

Dengan :

$$\Delta T_1 = T_{h,in} - T_{c,out}$$

$$= 67{,}9 - 28.9$$

$$= 39{,}0\ ^{o}\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{h,out} - T_{c,in}$$

$$= 65{,}8 - 27{,}2$$

$$= 38{,}6\ ^{o}\text{C}$$

Maka :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{39{,}0 - 38{,}6}{\ln(39{,}0/38{,}6)}$$

$$= 38{,}80\ ^{o}\text{C}$$

5.2.4 Luas poros spiral dan pipa

a. Luasan Poros

$$A_{prs} = \frac{1}{4}\pi(Dprs)^2 - (ju\,.\,ku)$$

$Dimana$:

$Dprs =$ Diameter poros 16 mm $=$ 0,016 m

ju = Jarak ulir 5 mm = 0,005

ku = Kedalaman ulir 7 mm = 0,007 m

Sehingga:

$$A_{prs} = \frac{1}{4} 3.14(0.016)^2 - (0{,}005 \ .0{,}007)$$

$$A_{prs} = 0{,}00017\ m^2$$

b. Luasan Pipa Dalam

- Bagian dalam ($D_{pd,d}$ = 0,0254 m)

$$A_{pd,d} = \frac{1}{4}\pi(\mathrm{Dpd, d})^2$$

$$A_{pd,d} = \frac{1}{4}\pi(0{,}0254)^2$$

$$A_{pd,d} = 0{,}00051\ \mathrm{m}^2$$

- Bagia Luar ($D_{pd,l}$ = 0,0296 m)

$$A_{pd,l} = \frac{1}{4}\pi(D_{pd,l})^2$$

$$A_{pd,l} = \frac{1}{4}\pi(0{,}0296\ m)^2$$

$$A_{pd,l} = 0.00069\ m^2$$

c. Luasan Pipa Luar Bagian Dalam ($D_{pl,d}$ = 0,0762 m)

$$A_{pl,d} = \frac{1}{4}\pi(\ D)^2$$

$$A_{pl,d} = \frac{1}{4}\pi(0{,}0762)^2$$

$$= 0{,}00456\ \mathrm{m}^2$$

5.2.5 Debit Aliran

- Debit air dingin (500 liter/jam) dirubah ke m^3/s menjadi :

$$\dot{Q}_c = \frac{500\,\frac{1}{1000}\,m^3}{3600\,s}$$

$$= 0{,}000139\ m^3/s$$

- Debit air panas (400 liter/jam) dirubah ke m^3/s menjadi

$$\dot{Q}_h = \frac{500\,\frac{1}{1000}\,m^3}{3600\,s}$$

$$= 0{,}000139\ m^3/s$$

5.2.6 Kecepatan Dan Massa Aliran (V dan $\dot{m}$)

- Kecepatan fluida air dingin adalah :

$$V_c = \frac{\dot{Q}_c}{Luasan\ Bebas\ Fluida} = \frac{Q_c}{Apl,d - Apd,l}$$

$Dimana$:

$A_{pl,d} = Luas\ pipa\ luar, bagian\ dalam =$ 0,00456 m^2

$A_{pd,l}$ = *Luasan pipa dalam, bagian luar* = 0.00069 m^2

Sehingga di dapat :

$$V_c = \frac{0{,}000139}{0{,}00456 - 0{,}00069}$$

$$= \frac{0{,}000139}{0{,}00387}$$

$$= 0{,}03589 \text{ m/s}$$

- Massa aliran massa air dingin

$$\dot{m}_c = \rho_c \dot{Q}_c$$

$$= 996{,}31 \text{ x } 0{,}000139$$

$$= 0{,}13838 \text{ kg/s}$$

- Kecepatan air panas

$$V_h = \frac{\dot{Q}_h}{Luasan\ Bebas\ Fluida} = \frac{\dot{Q}_h}{A_{Pd,d} - A_{poros}}$$

$Dimana$:

$A_{pd,d} = Luas\ pipa\ luar, bagian\ dalam =$ 0,00051 m^2

A_{prs} = $Luasan\ poros$= 0.00017 m^2

Sehingga :

$$V_h = \frac{0{,}000139}{(0.00051 - (0{,}00017)}$$

$$V_h = \frac{0{,}000139}{0{,}00034}$$

$V_h = 0{,}40791$ m/s

- Massa aliran massa air panas

$\dot{m}_h = \rho_h \dot{Q}_h$

$= 979{,}52$ x $0{,}000139$

$= 0{,}13604$ kg/s

5.2.7 Perpindahan Panas (q)

- Perpindahan panas untuk air dingin (q_c)

$q_c = \dot{m}_c . C_p . (T_{c,out} - T_{c,in})$

$q_c = 0{,}13838 \,.15{,}32. (29{,}9 - 27{,}2)$

$q_c = 5{,}724\ j/s$

- Perpindahan panas untuk air panas (q_h)

$q_h = \dot{m}_h . C_p . (T_{h,in} - T_{h,out})$

$q_h = 0{,}13604 \,.15{,}33. (67{,}9 - 62.8)$

$q_h = 10{,}6386\ j/s$

5.2.8 Bilangan Reynold (Re)

- Air Dingin / Pipa Bagian Luar

$$Re_c = \frac{V_c . a \ . \rho_c}{\mu_c}$$

$$Re_c = \frac{0{,}03589 \text{ x } 0{,}00424 \ x \ 996{,}31}{0{,}0008}$$

$$= 189{,}495$$

- Air Panas / Pipa Bagian Dalam

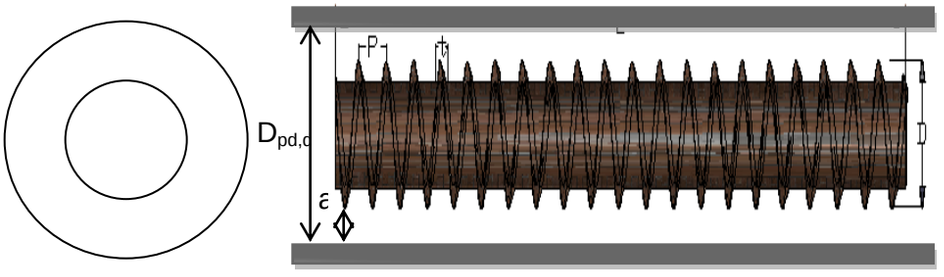
$$Re_h = \frac{V_h . a \ . \rho_h}{\mu_h}$$

$Dimana$

$$a = \ (D_{pd,d} - D_{iPrs})/2$$

$$a = (0{,}0254 - 0{,}016)/2$$

$a = \ 0{,}0047 \ m$ = 0,0047 + 0,007 = 0,0164



$$Re_h = \frac{0{,}40791 \ \text{ x } 0{,}0164 \ x \ 979{,}52}{0{,}0004}$$

$$= 11686{,}9744$$

5.2.9 Koofisien Perpindahan Panas Total (U)

- Air Dingin

$$U_c = \frac{q_c}{A.\Delta T_{LMTD}}$$

$$U_c = \frac{q_c}{(\pi . D_{pd,d} . L) . \Delta T_{LMTD}}$$

$$U_c = \frac{5{,}724}{(3{,}14 \ . \ 0{,}0254 \ . \ 1{,}1) \ . \ \Delta T_{LMTD}}$$

$$U_c = 1{,}6820 \ W/m^2.^0\text{c}$$

- Air Panas

$$U_h = \frac{q_h}{A.\Delta T_{LMTD}}$$

$$U_h = \frac{q_h}{(\pi . D_{pd,d} . L) . \Delta T_{LMTD}}$$

$$U_h = \frac{10{,}6386}{(3{,}14 \ . \ 0{,}0254 \ . \ 1{,}1) \ . \ \Delta T_{LMTD}}$$

$$U_h = 3{,}1262 \ W/m^2.^0\text{c}$$

5.2.10 Pressure Drop (∆P)

$$\Delta p = \Delta z \, \rho_h \, g$$

$$= 0{,}072 \ x \ 979{,}58 \text{ x } 9{,}81$$

$$= 691{,}89 \ N/m^2$$

5.2.11 Faktor Gesekan (f)

Untuk menentukan hubungan antara nilai faktor gesekan dengan perolehan bilangan Reynolds pada *Turbulator* dan jarak ulir , digunakan persamaan 2-23 halaman 21 sebagai berikut :

$$f = (1{,}82 \ \text{Log} \, Reh - 1{,}64)^{-2}$$

$$= (1{,}82 \text{ Log } 11686{,}9744 - 1{,}64)^{-2}$$

$$= 0{,}1595$$

Dari hasil perhitungan pada setiap kenaikan debit air panas untuk semua spesimen uji (T*urbulator* diameter 16 mm*, dan 18* mm) diperoleh data-data seperti terlampir dalam lampiran 3.

5.3 Analisa dan Pembahasan Data

5.3.1 Analisa Statistik

Data hasil pengolahan dan perhitungan selanjutnya dilakukan analisis varians dengan menggunakan ANOVA untuk menjelaskan dan membuktikan hipotesa di terima atau ditolak dan hasilnya adalah :

Tabel 5.3 Analisa Varians Hubungan Antara Debit dan Laju Perpindahan Panas diameter 16 mm

ANOVA

Sumber Variasi	*Derajat Kebebasan*	*Jumlah Kuadrat*	*Kuadrat Tengah*	*F Hitung*	*F Tabel*
Debit	31494.26	4	7873.564	1490.019	2.447237
Laju Per.Panas	125553.1	5	25110.62	4752.015	2.289851
Interaksi	3189.096	20	159.4548	30.17575	1.65868
Galat	634.1044	120	5.284204		
Total	160870.5	149			

Tabel 5.4 Analisa Varians Hubungan Antara Debit dan Laju Perpindahan Panas diameter 18 mm

ANOVA

Sumber Variasi	*Derajat Kebebasan*	*Jumlah Kuadrat*	*Kuadrat Tengah*	*F Hitung*	*F Tabel*
Debit	36593.52	4	9148.38	4513.204	2.447237
Laju Per.Panas	155920.5	5	31184.1	15384.17	2.289851
Interaksi	1407.106	20	70.35531	34.70864	1.65868
Galat	243.2431	120	2.027026		
Total	194164.4	149			

Tabel 5.5 Analisa Varians Hubungan Antara Debit dan Pressure Drop diameter 16 mm

ANOVA

Sumber Variasi	*Derajat Kebebasan*	*Jumlah Kuadrat*	*Kuadrat Tengah*	*F Hitung*	*F Tabel*
Debit	2555962	4	638990.6	12874.99	2.447237
Pressure Drop	7739693	5	1547939	31189.35	2.289851
Interaksi	382979.8	20	19148.99	385.8322	1.65868
Galat	5955.643	120	49.63036		
Total	10684591	149			

Tabel 5.6 Analisa Varians Hubungan Antara Debit dan Pressure Drop diameter 18 mm

ANOVA

Sumber Variasi	*Derajat Kebebasan*	*Jumlah Kuadrat*	*Kuadrat Tengah*	*F Hitung*	*F Tabel*
Debit	2337776	4	584444.1	7203.511	2.447237
Pressure Drop	11279794	5	2255959	27805.61	2.289851
Interaksi	157617.5	20	7880.877	97.13501	1.65868
Galat	9735.987	120	81.13323		
Total	13784924	149			

Analisa Varians (ANAVA) dari tabel – table diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. $F_{hitung} > F_{tabel}$
2. $H_0^1 = \mu_1 = \mu_2 = \mu_{3=0}$
3. $H_1^1 \neq \mu_{P1} \neq \mu_{P2} \neq \mu_{P3} \neq 0$
4. $H_0^2 = \sigma^2 = 0$
5. $H_1^2 \neq \sigma^2 \neq 0$
6. $\sigma = 5\ \%$

Dengan demikian diperoleh H_0 ditolak dan H_1 diterima, maka hipotesa diterima yakni variasi jarak ulir dan diameter turbulator mempengaruhi parameter *heat exchanger*

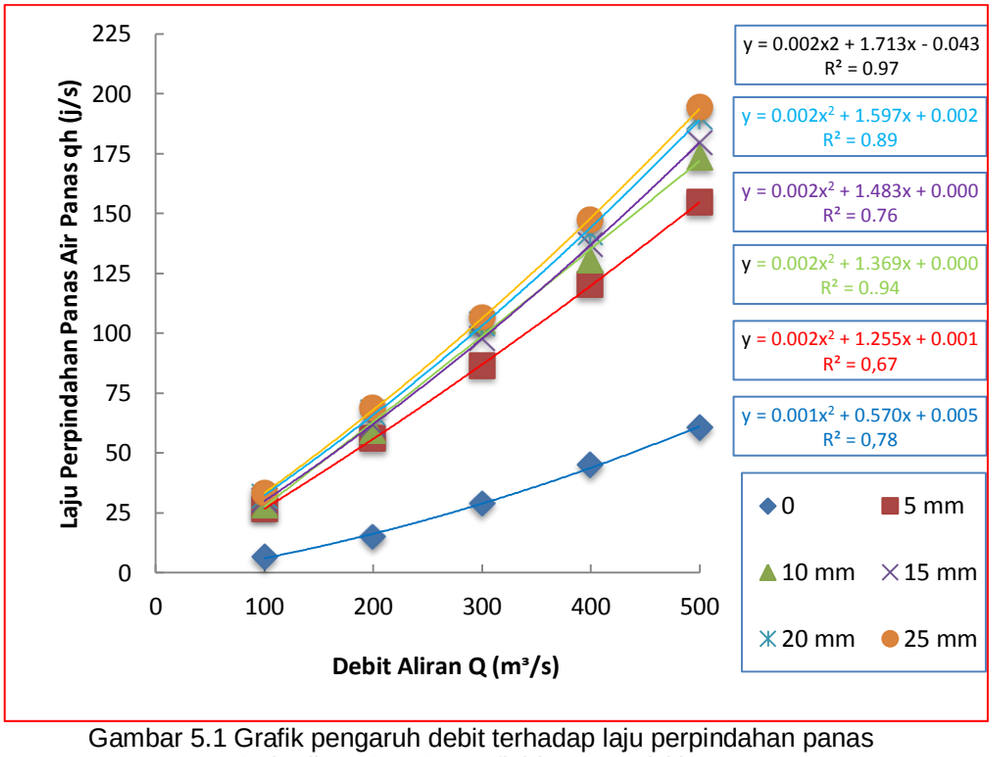
5.3.2 Grafik dan Pembahasan

Hasil perhitungan data dan analisa varian dan grafik pengaruh diameter *Turbulator* dan Jarak ulir terhadap perolehan *pressure drop* di tiap debit air panas*,* pengaruh diameter *Turbulator* dan jarak ulir terhadap daya pompa yang dibutuhkan di tiap debit air panas, pengaruh diameter *turbulator* dan jarak ulir terhadap perolehan laju perpindahan kalor aktual di tiap debit air panas, grafik pengaruh diameter *turbulator* dan jarak ulir terhadap perolehan angka Reynods dengan, grafik pengaruh diameter *turbulator* dan jarak ulir terhadap perolehan

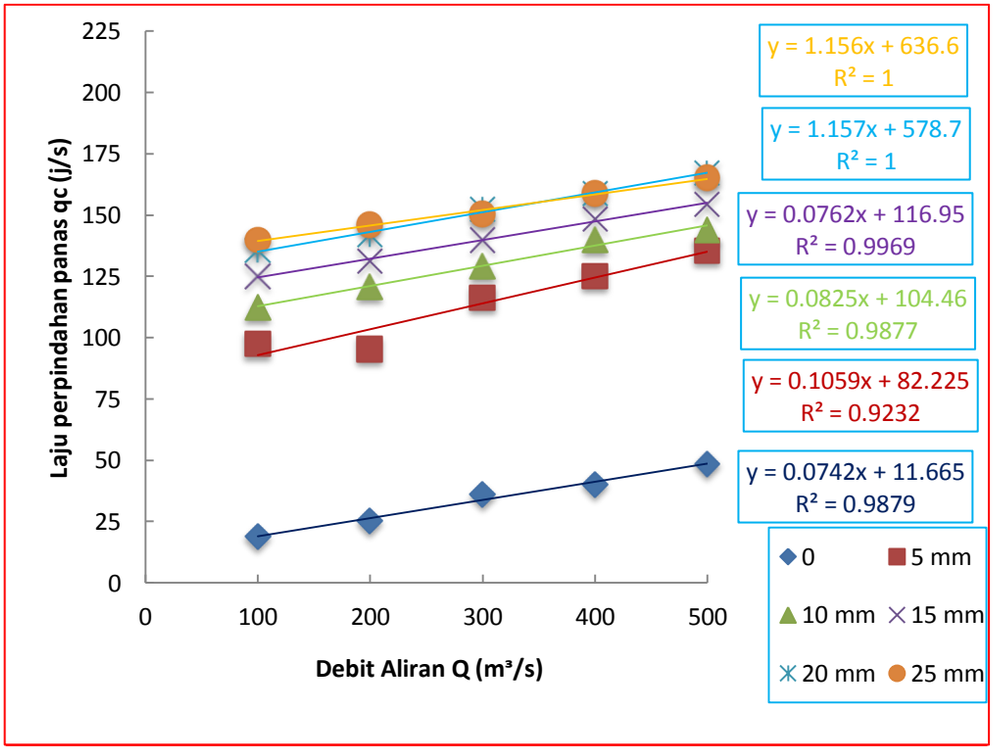
bilanganReynolds dengan nilai faktor gesekan, grafik pengaruh diameter *iturbulator* dan jarak ulir terhadap perolehan angka Reynolds dengan efektifitas.

5.3.2.1 Debit dan Laju Aliran Panas (Q – qh,qc)

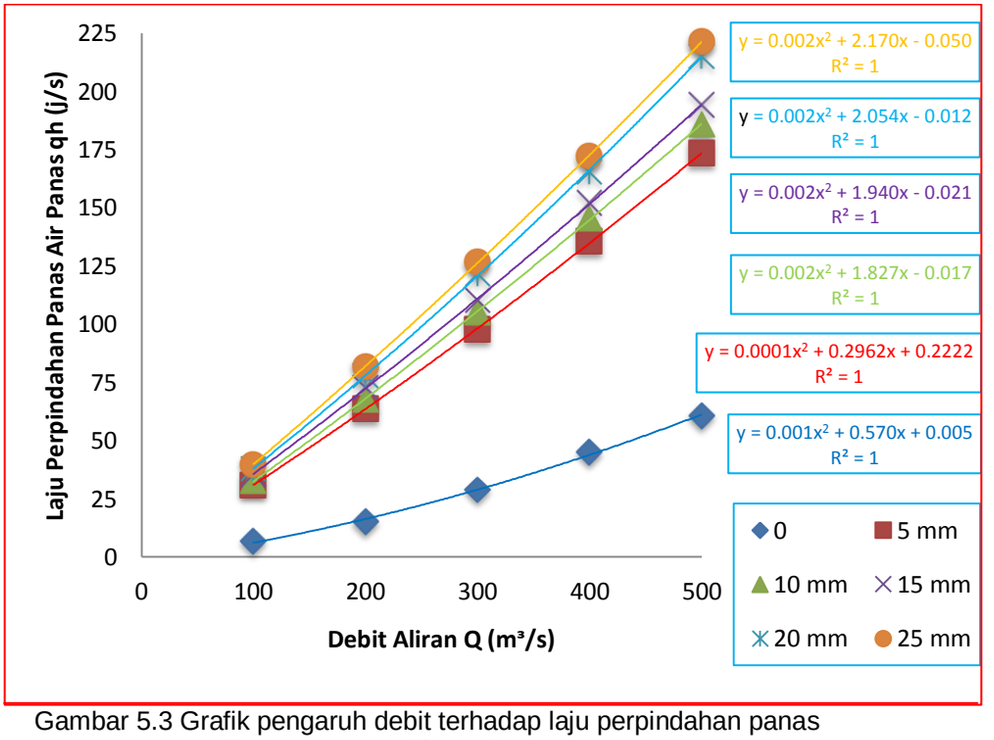
Debit aliran (Q) sangat mempengaruhi laju perpindahan panas termasuk adanya pengaruh jarak ulir. Hasil hubungan antara debit dan laju perpindahan panas dapat dilihat pada grafik 5.1



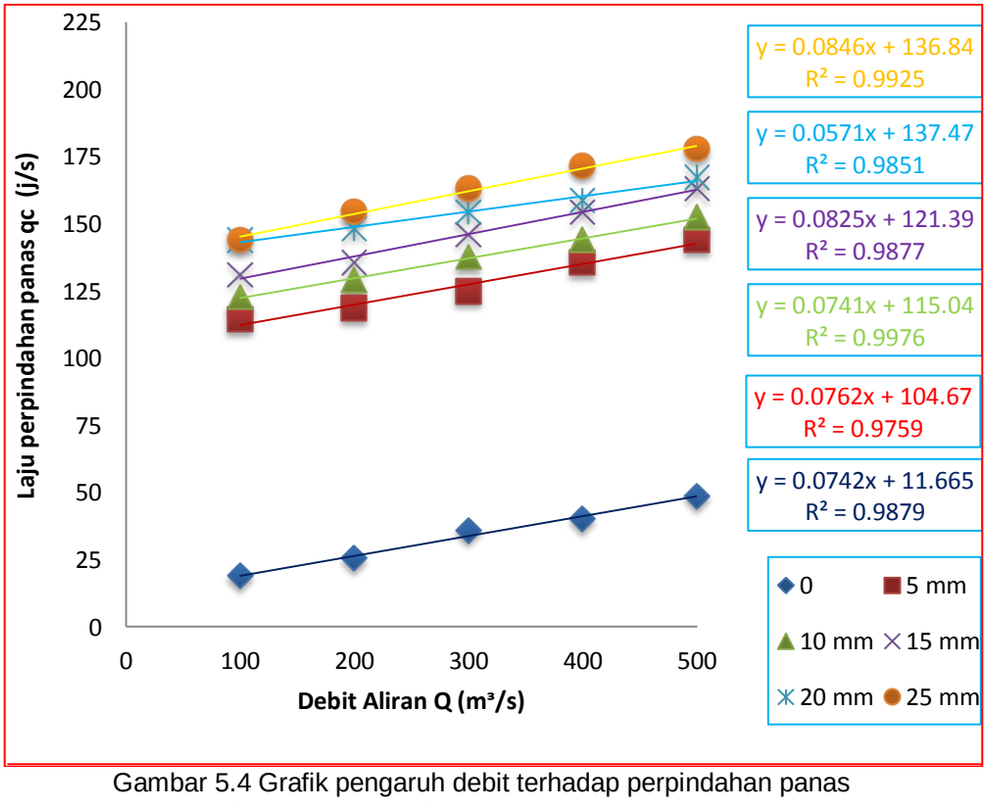
Gambar 5.1 Grafik pengaruh debit terhadap laju perpindahan panas
Pada diameter 16 mm fluida panas (qh)



Gambar 5.2 Grafik pengaruh debit terhadap laju perpindahan panas
Pada diameter 16 mm fluida dingin (qc)



Gambar 5.3 Grafik pengaruh debit terhadap laju perpindahan panas
Pada diameter 18 mm fluida panas (qh)



Gambar 5.4 Grafik pengaruh debit terhadap perpindahan panas
Pada diameter 18 mm fluida dingin (qc)

Dari grafik 5.1 dan 5.2 menggambarkan hubungan antara laju perpindahan panas (fluida panas dan dingin) pada masing-masing diameter16 mm untuk semua variasi jarak ulir dan terlihat bahwa semakin besar debit yang diberikan akan menaikan laju perpindahan kalor. Jarak ulir 25 mm untuk diameter 16 mm memiliki nilai tertinggi laju perpindahan panas baik untuk fluida panas maupun fluida dingin masing-masing 194,29 j/s dan 167,31 j/s, bila dibandingkan dengan jarak ulir 5 mm masing-masing untuk fluida panas dan dingin 26,74 j/s dan 97,47 j/s.

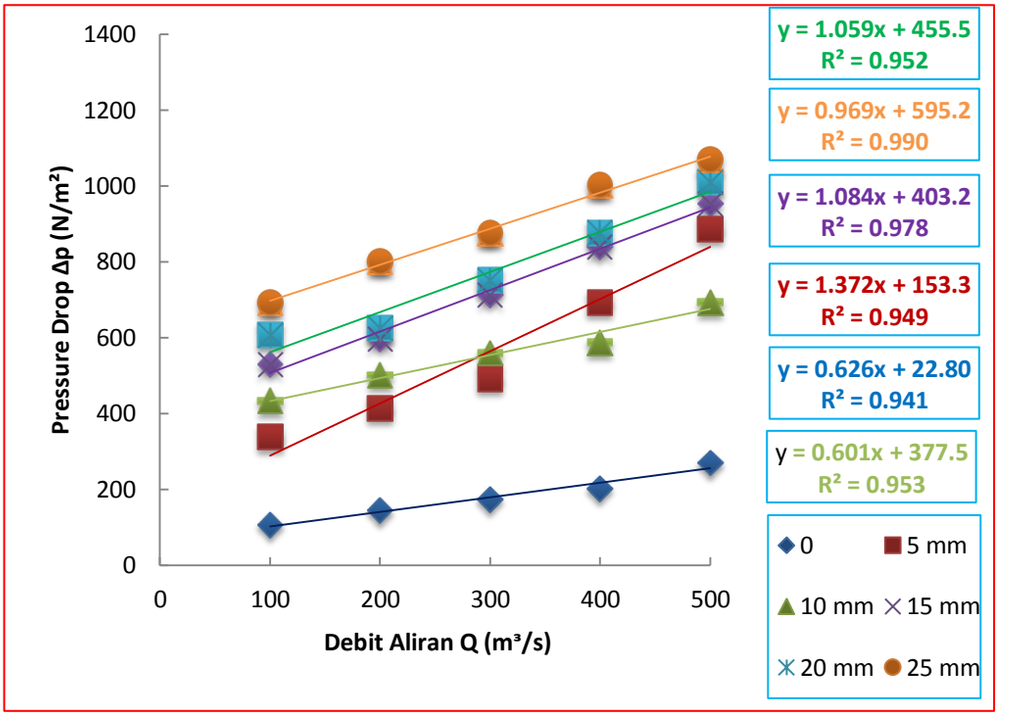
Dari grafik 5.3 dan 5.4 menggambarkan hubungan antara laju perpindahan panas (fluida panas dan dingin) pada masing-masing diameter 18 mm untuk semua variasi jarak ulir dan terlihat bahwa semakin besar debit yang diberikan akan menaikan laju perpindahan kalor. Jarak ulir 25 mm untuk diameter 16 mm memiliki nilai tertinggi laju perpindahan panas baik untuk fluida panas

maupun fluida dingin masing-masing 215,24 j/s dan 179,99 j/s, bila dibandingkan dengan jarak ulir 5 mm masing-masing untuk fluida panas dan dingin 30,92 j/s dan 114,41 j/s.

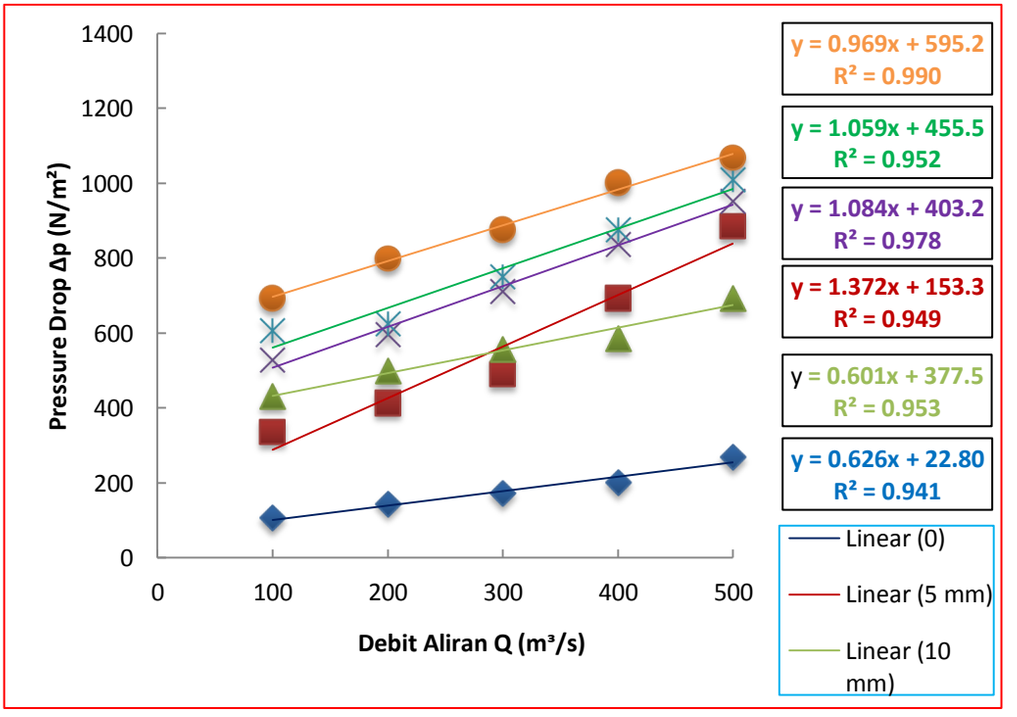
Laju perpindahan perpindahan panas untuk air panas dan air dingin tertinggi berada pada diameter 18 mm dan terendahan pada diameter 16 mm pada jarak ulir 5 mm.

5.3.2.2 Debit dan *Pressure Drop* (Q - ∆p)

Hasil pengujian dan pengolahan terhadap hubungan antara debit aliran Q dan *pressure drop* (∆p) menunjukan adanya kenaikan niali pressure drop apabila debit aliran air panas bertambah. Hubungan antara Q dan **∆p** sebagaimana ditunjukan pada grafik 5.5 dan 5.6.



Gambar 5.5 Grafik pengaruh debit terhadap nilai *pressure drop* (∆p)
Pada diameter 16 mm



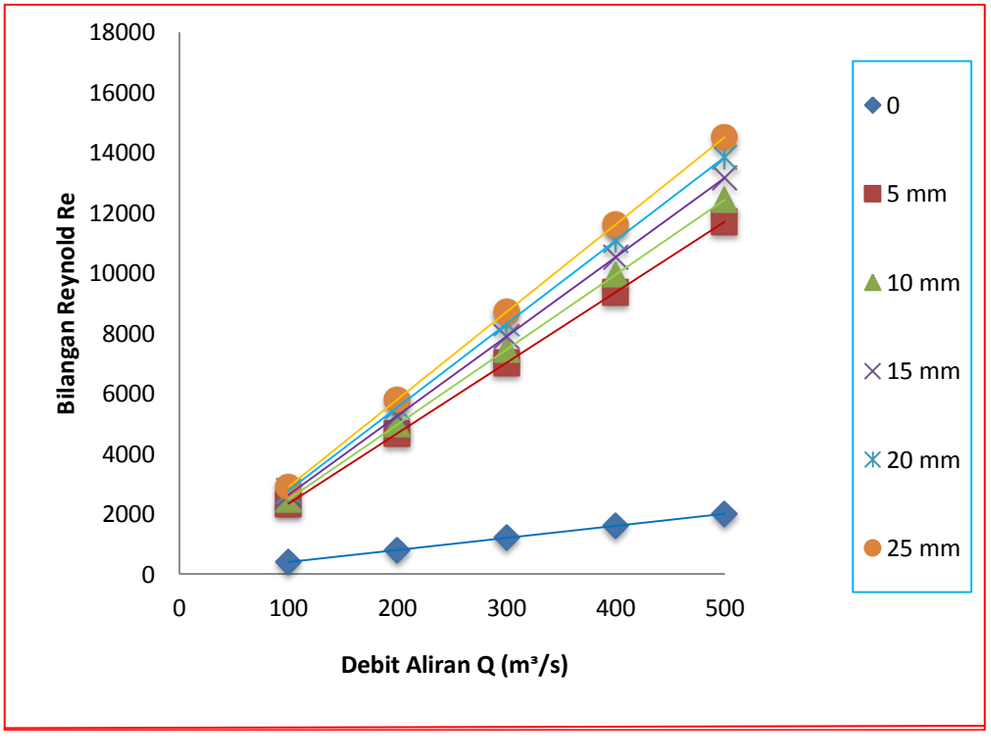
Gambar 5.6 Grafik pengaruh debit terhadap nilai *pressure drop* (Δp)
Pada diameter 18 mm

Gambar 5.5 menunjukkan bahwa *pressure drop* mengalami peningkatan dan paling tinggi diperoleh pada *Turbulator* diameter 18 mm dengan nilai pressure dro*p* untuk seluruh spesimen uji. Turbulator diameter 16 dan 18 mm pada debit 500 liter/jam memiliki nilai Δp tertinggi masing - masing adalah 1075,981 N/m^2 dan 1239,437 N/m^2 serta terendah pada debit 100 lliter/jam masing - masing adalah sebesar 336,2813 N/m^2 dan 461,2114 N/m^2.

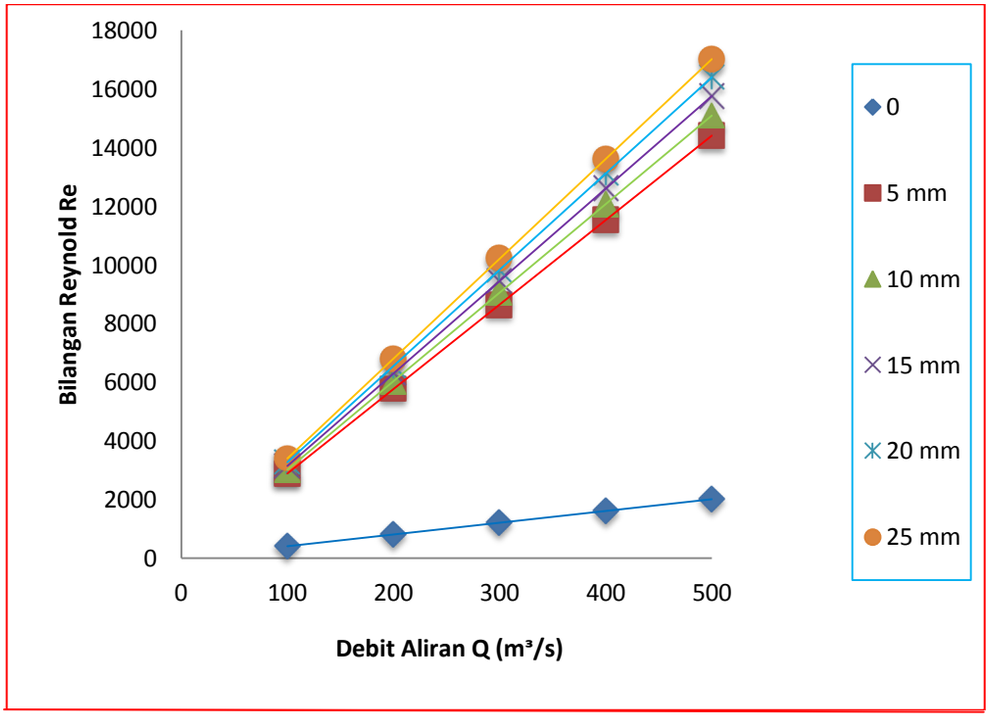
Nilai *pressure drop* tertinggi berada pada diameter 18 mm debit 500 liter/jam dan terendah berada pada diameter 16 mm debit 100 liter/jam.

5.3.2.3 Debit dan Bilangan Reynold (Q - Re)

Debit aliran (Q) sangat mempengaruhi bilangan Reynold termasuk adanya pengaruh jarak ulir. Hasil hubungan antara debit dan bilangan Reynold dapat dilihat pada grafik berikut :



Gambar 5.7 Grafik pengaruh debit terhadap bilangan Reynold pada diameter 16 mm

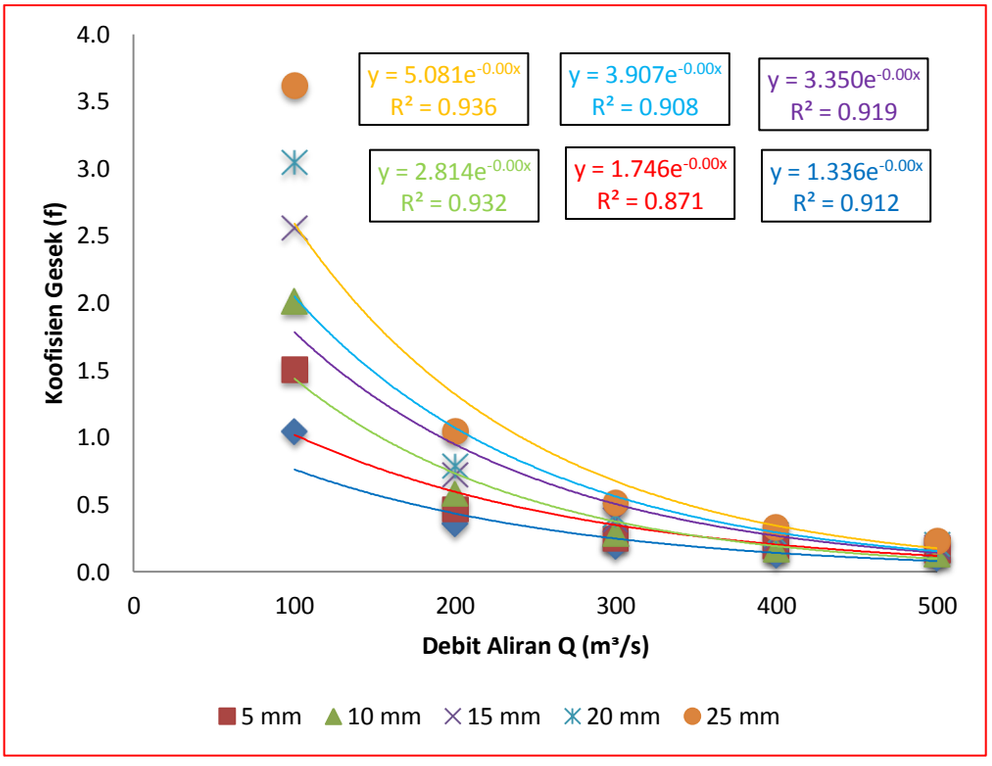


Gambar 5.8 Grafik pengaruh debit terhadap bilangan Reynold pada diameter 18 mm

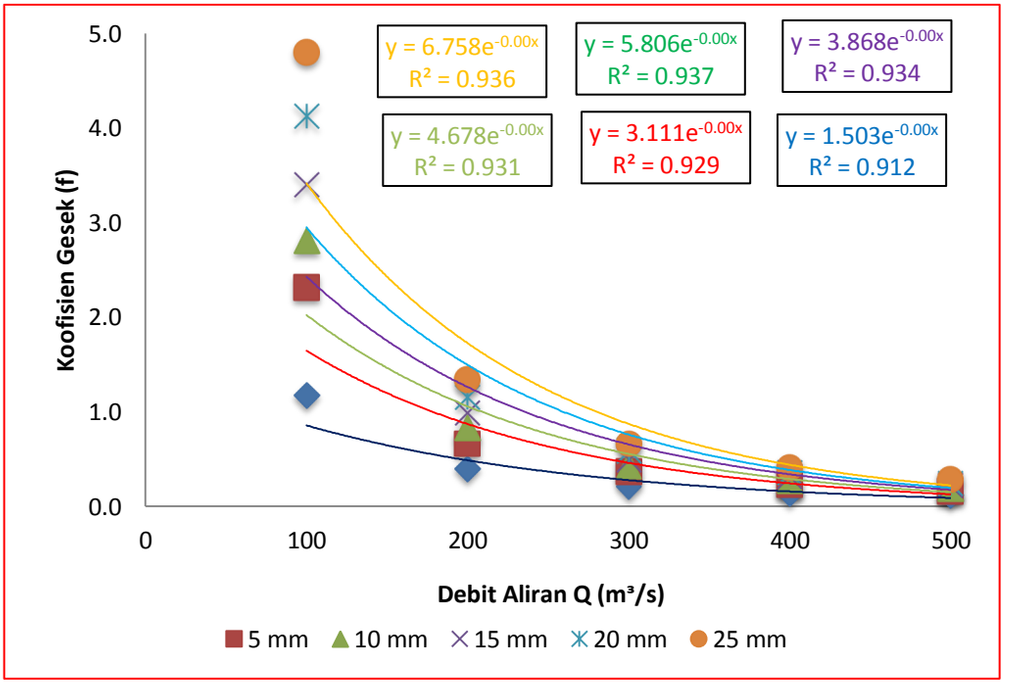
Gambar 5.7 dan 5.8 merupakan pengaruh diameter *turbulato*r dan *plain tube* terhadap bilangan Reynold yang menunjukan tingkat turbulensi dari suatu aliran, dimana diameter *turbulato*r 18 mm menunjukan bilangan Reynold terbesar yaitu pada jarak ulir 25 mm 16981,05 dan angka reynold terendah berada pada diameter 16 mm pada jarak ulir 5 mm yakni 2337,14.

5.3.2.4 Debit dan Koofisien Gesekan (Q - f)

Debit aliran (Q) sangat mempengaruhi koofisien gesek (f) termasuk adanya pengaruh jarak ulir. Hasil hubungan antara debit dan koofisien gesek dapat dilihat pada grafik berikut :



Gambar 5.9 Grafik pengaruh debit terhadap koofisien gesek pada diameter 16 mm

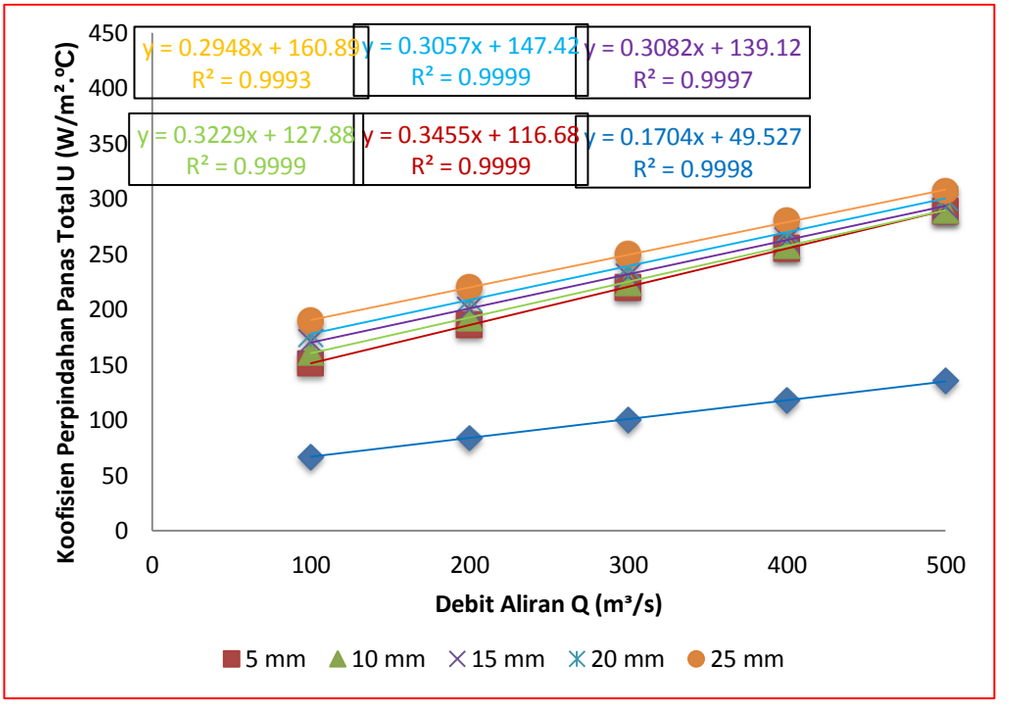


Gambar 5.10 Grafik pengaruh debit terhadap koofisien gesek pada diameter 18 mm

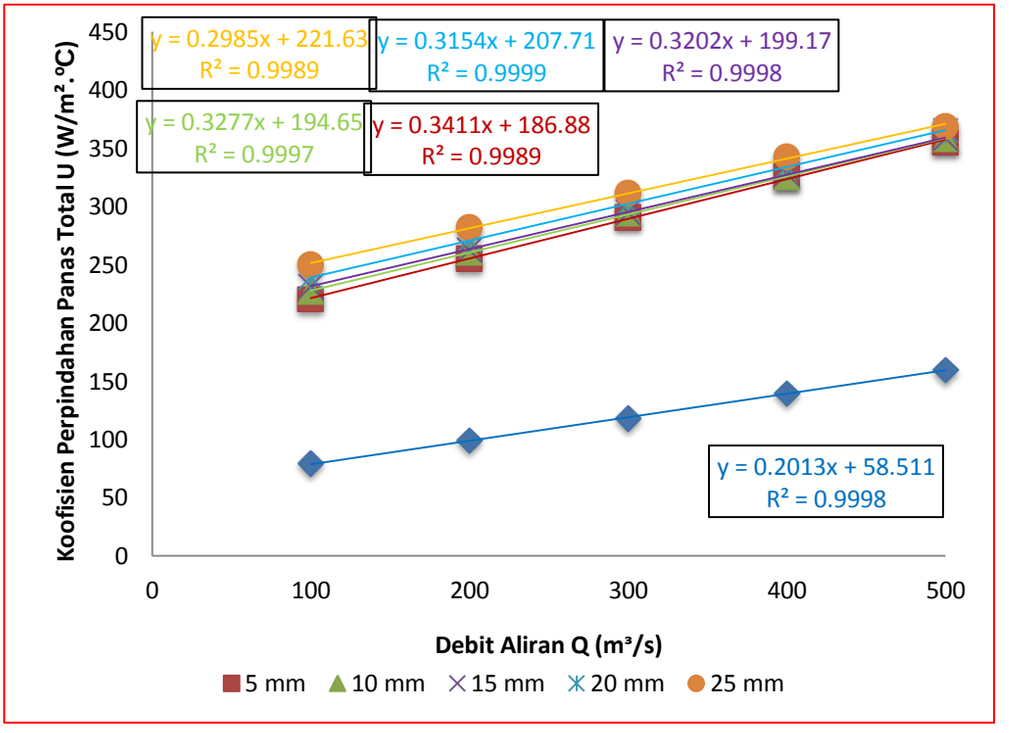
Gambar 5.9 dan 5.10 merupakan pengaruh diameter turbulator dan *plain tube* terhadap koofisien gesek dimana diameter turbulator 18 mm menunjukan angka koofisien gesek terbesar yaitu pada jarak ulir 25 mm 4,972 dan angka kofisien terendah berada pada diameter 16 mm pada jarak ulir 5 mm yakni 0,1578.

5.3.2.5 Debit dan Koofisien Perpindahan Panas Total (Q - U)

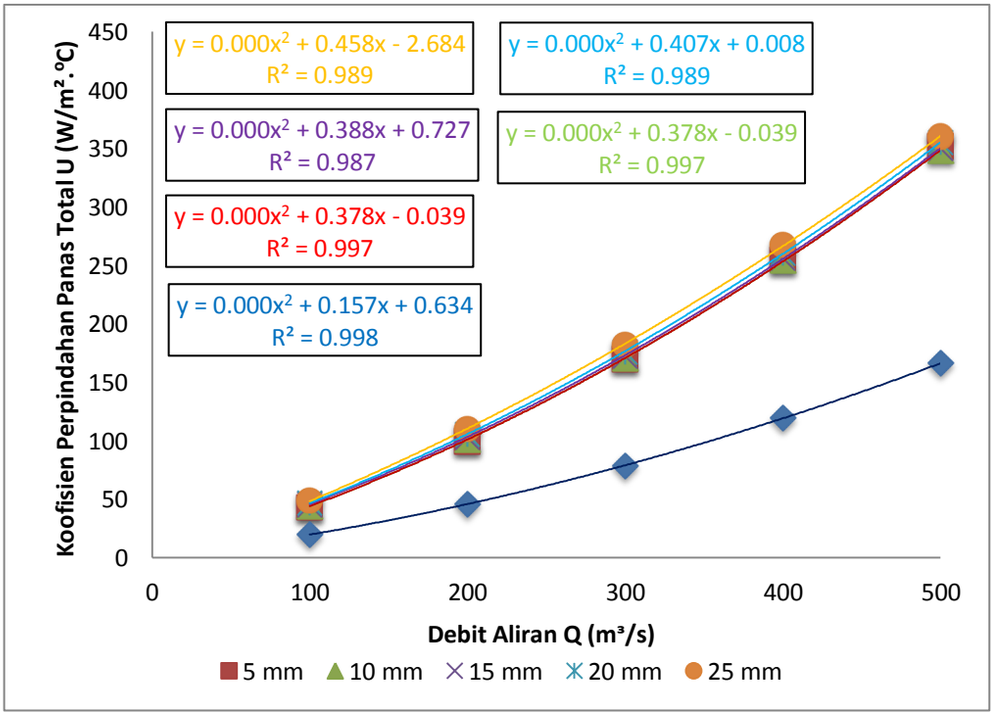
Debit aliran (Q) sangat mempengaruhi koofisien perpindahan panas (U) termasuk adanya pengaruh jarak ulir. Hasil hubungan antara debit dan koofisien perpindahan panas (U) dapat dilihat pada grafik berikut :



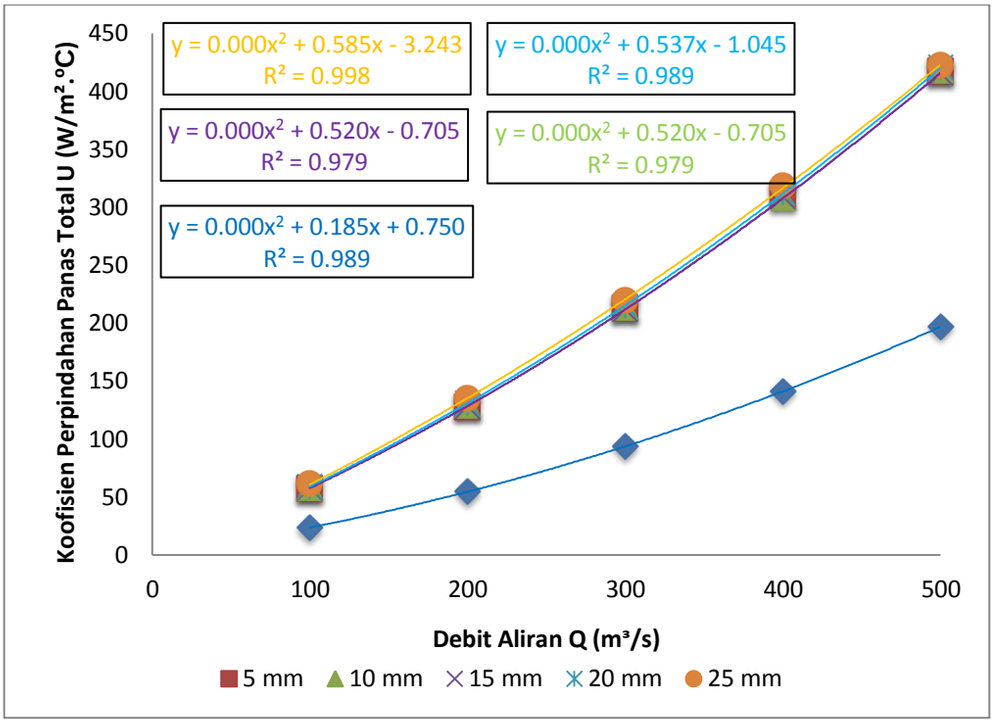
Gambar 5.11 Grafik pengaruh debit terhadap koofisien perpindahan Panas diameter 16 mm air panas (Uh)



Gambar 5.12 Grafik pengaruh debit terhadap koofisien perpindahan Panas diameter 18 mm air panas (Uh)



Gambar 5.13 Grafik pengaruh debit terhadap koofisien perpindahan Panas diameter 16 mm air dingin (Uc)

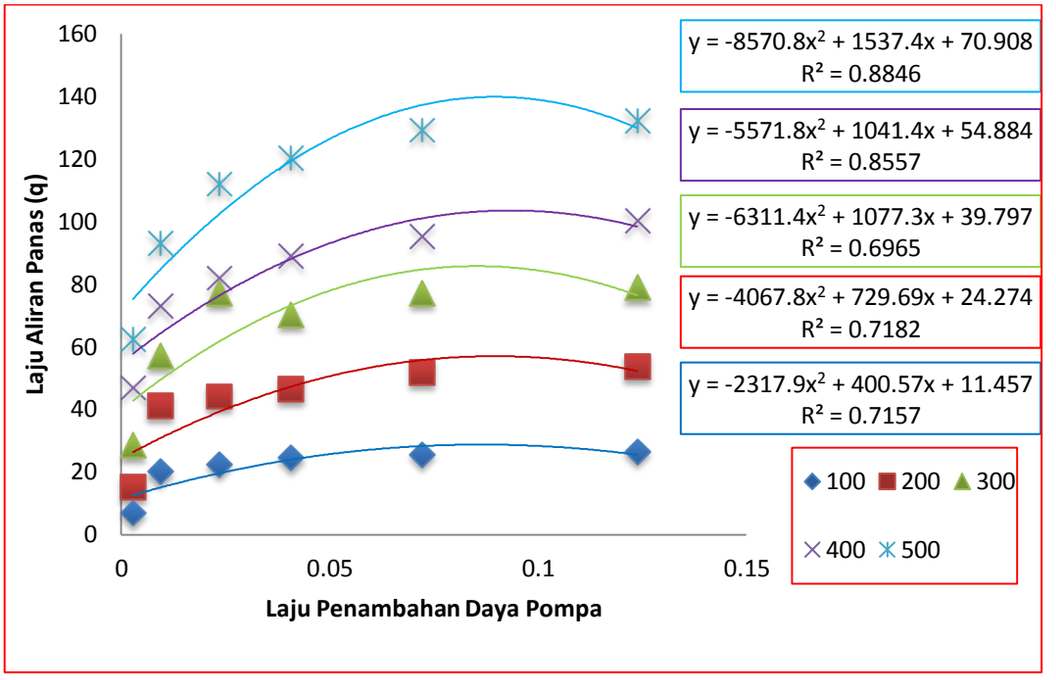


Gambar 5.14 Grafik pengaruh debit terhadap koofisien perpindahan Panas diameter 18 mm air dingin (Uc)

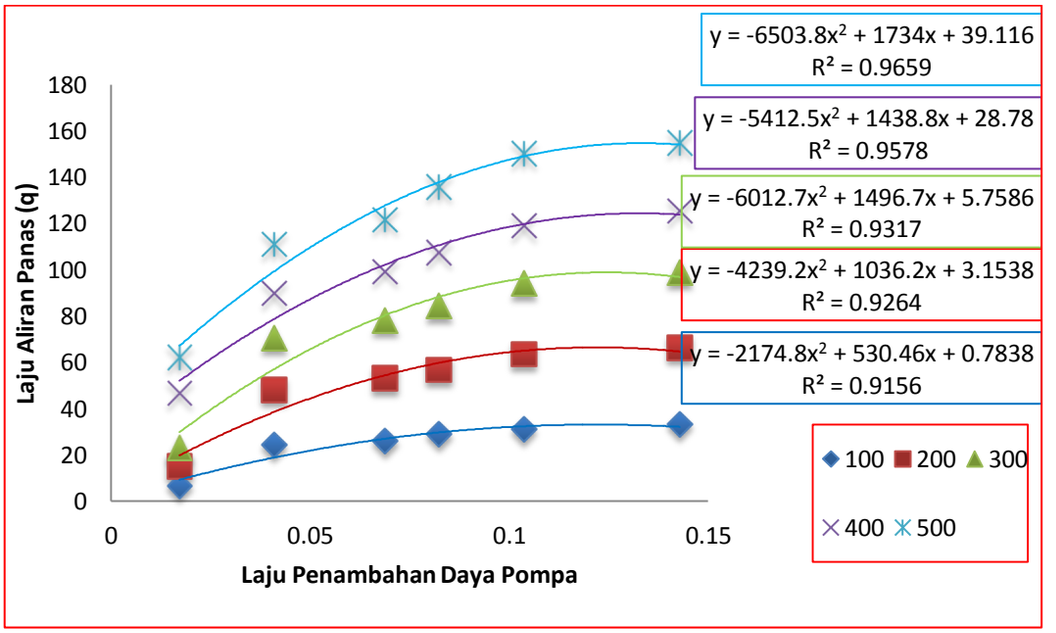
Gambar 5.11 dan 5.12 merupakan pengaruh diameter *turbulator* dan *plain tube* terhadap koofisien perpindahan panas dimana diameter *turbulator* 18 mm menunjukan angka (U) terbesar yaitu pada jarak ulir 25 mm 369 W/m.^{0}c bila dibandingkan dengan diameter 16 mm 307 W/m.^{0}c. (untuk fluida panas).

Gambar 5.13 dan 5.14 merupakan pengaruh diameter *turbulator* dan *plain tube* terhadap koofisien perpindahan panas dimana diameter *turbulator* 18 mm menunjukan angka (U) terbesar yaitu pada jarak ulir 25 mm 422 W/m.^{0}c bila dibandingkan dengan diameter 16 mm 360 W/m.^{0}c. (untuk fluida dingin).

5.3.2.6 Hubungan antara Penambahan Laju Perpindahan Kalor (Q) dengan Kerugian Penambahan Daya (W) pada diameter 16 mm dan 18 mm



Gambar 5.15 Grafik Pengaruh Laju Perpindahan kalor terhadap kerugian Daya Pompa Diameter 16 mm



Gambar 5.26 Grafik Pengaruh Laju Perpindahan kalor terhadap kerugian Daya Pompa Diameter 18 mm

Gambar 5.15 dan 5.16 Merupakan pengaruh laju perpindahan kalor terhadap kerugian daya pompa deangan berubahnya jarak *pitch turbulator* maka nilai perpindahan kalornya semakin besar yang diiringi dengan pemakaian daya pompa yang semakin tinggi, perubahan laju perpindahan berbarengan dengan semakin meningkatnya daya pompa yang di hasilkan.

BAB VI

KESIMPULAN DAN SARAN

6.1 Kesimpulan

Dari hasil penulisan dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pada *Turbulator* dengan diameter 16 mm terjadi turbulensi yang cukup tinggi yang menyebabkan naiknya angka Reynold yaitu 17514,55, angka Nusselt 44,094, pressure drop 1073 N/m^2 dan faktor gesekan 0.020.
2. Pada *Turbulator* dengan diameter 18 mm, laju perpindahan kalor aktual sebesar 168.922 J/s dengan perolehan angka Reynold yaitu 7154,53 angka Nusselt 40,636, pressure drop 1236,147 N/m^2 dan faktor gesekan 0.030.

Laju perpindahan kalor aktual paling besar terdapat pada *Turbulator* diameter 16 mm mencapai 352,478 J/s dan diameter 18 mm mencapai 421,434 pada debit 500 liter/ jam. *Turbulator* diameter 16 mm, pada debit 500 liter/jam perolehan laju perpindahan panas kalor aktual masing-masing mencapai 80.11 J/s, 97.15 J/s, 108.09 J/s, 115,83 J/s dan 15,451 J/s.

6.2 Saran

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan, maka yang dapat disarankan adalah :

1. Perlu ditempatkan *thermocouple* air panas pada seluruh dinding pipa dalam dengan jarak tertentu agar mengetahui suhu dinding (T_{wall}) dengan sempurna.

2. Perlunya program software tertentu untuk mengetahui dan menganalisa bentuk atau visualisasi dari aliran air panas yang melewati *Turbilator* pada pipa dalam *heat exchanger*.

DAFTAR PUSTAKA

Bejan, A. & Craus, A. D. (2003). *Heat Transfer Handbook*, Canada : John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey.

Bula. M (2010) Pengaruh diameter *inne*r *helical fin* terhadap *carakteristik of performance counter flow Heat Exchanger.*

Cengel, Y. A. (2002). *Heat Tasfer a Partical Approach with EES CD*, New York : McGraw-Hill Science Engineering.

Çengel, Y. A. & Boles, M. A. (2006). *Thermodynamics: an Engineering Approach, 5th edition*, New York : McGraw-Hill Science Engineering.

Cengel, Y. A. & Turner, R. H. (2001). *Fundamentaals of Thermal-Fluid Sciences*, New York : McGraw-Hill Companies Inc.

Eiamsa-ard, S. & Promvonge, P. (2006). Heat Transfer Characteristic in a Tube Fitted With Helical Screw-Tape With/Without Core-Rod Insert. *ASEAN Journal on Science and Technology for Development*, Bangkok : Department of Mechanical Engineering.

Holman, J. P. (1997). *Perpindahan Kalor*, Jakarta : Penerbit Airlangga.

Hughes, J. P. & Brighton, J. A. (1967). *Theory and Problems of Fluid Dynamics*, New York : McGraw-Hill Companies Inc.

Incropera, F. P. & DeWitt, D. P. (1996). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, New York, Chichester, Brisbane, Toronto, Singapore : John Wiley & Sons.

Julfikar, Tn. (2010). *Katalog Produg : Fin Tube ,Ffinned Tube , Welded Fin Tube , Spiral Fin Tube,* http://www.indonetwork.co.id/metalindo_engineerin. (27 Oktober 2010).

Kern, D. Q. (1988). *Process Heat Transfer*, New York : McGraw-Hill Companies Inc.

Koestoer, R. A. (2002). *Perpindahan Kalor*, Jakarta : Penerbit Salemba Teknika.

Moran, M. J. & Shapiro, H. N. (2004). *Termodinamika Teknik*, Jakarta : Penerbit Airlangga.

Munson, B. R., Young, D. F. & Okiishi, T. H. (2005). *Mekanika Fluida*, Jakarta : Penerbit Airlangga

Murugesan, P., Mayilsamy, K., Suresh, S. & Srinivasan, P. S. S. (2009). Heat Transfer and Pressure Drop Characteristics of Turbulen Flow Ain a Tube

Fitted With Trapezoidal-Cut Twisted Tape Insert (Vol. 1). *International Journal of Academic Research*. (I) : 1.

Nuntaphan, A. & Kiatsiriroat, T. (2007). Air-Side Heat Transfer Coefficient of Thermosyphon Heat Pipe With Spiral Fin. *ASEAN Journal on Science and Technology for Development*, Bangkok : Department of Mechanical Engineering.

Olson, R. M. & Wright, S. J. (1993). *Dasar-Dasar Mekanika Fluida Teknik*, Jakarta : Penerbit Gramedia Pustaka Utama.

Sarada, N., Radha, K. K. & Raju, A. V. S. (2009). Experimental Investigations in a Crcular Tube to Enhance Turbulent Heat Transfer Using Mesh Inserts (Vol. 4). *ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences,* (IV) : 5.

Streeter, V. L. & Wylie, E. B. (1998). *Fluid Mechanics*. New York : McGraw-Hill, Inc.

Thianpong, C., Eiamsa-ard, P., Wongcharee, K. & Eiamsa-ard, S. (2009). Compound Heat Transfer Enhancement of a Dimpled Tube With a Twisted Tape Swirl Generator. *International Communications in Heat and Mass Transfer* . 36 : 698–704.

Welty, J. R., Wicks C. E., Wilson G. R. (2004). *Dasar-Dasar Fenomena Transport*, Jakarta : Penerbit Airlangga.

Widodo, B. U. K. (2002). Studi Eksperimental Tentang Pengaruh Aliran Fluida Pada Pipa Spiral Terhadap Laju Perpindahan Panas (Volume 2). *Jurnal Teknik Mesin*. (II) : 1.

Lampiran 1 Data Hasil Penelitian

1. Diameter 16 mm

0 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.2	27.6	67.2	66.6	0.011
100	500	27.3	27.7	67.2	66.6	0.012
100	500	27.2	27.6	67.1	66.5	0.011
100	500	27.1	27.5	67.2	66.6	0.011
100	500	27.2	27.6	67.2	66.6	0.011
200	500	27.3	27.8	67.3	66.6	0.015
200	500	27.2	27.7	67.3	66.6	0.016
200	500	27.2	27.7	67.4	66.7	0.015
200	500	27.3	27.8	67.2	66.5	0.015
200	500	27.2	27.7	67.2	66.5	0.015
300	500	27.1	27.7	67.4	66.6	0.018
300	500	27.3	27.9	67.3	66.5	0.018
300	500	27.3	27.9	67.4	66.6	0.018
300	500	27.3	27.9	67.4	66.6	0.019
300	500	27.3	27.9	67.5	66.7	0.018
400	500	27.2	27.9	67.2	66.3	0.021
400	500	27.2	27.9	67.3	66.4	0.022
400	500	27.3	28	67.3	66.4	0.022
400	500	27.1	27.8	67.3	66.4	0.022
400	500	27.3	28	67.2	66.3	0.021
500	500	27.2	28	67.2	66.2	0.028
500	500	27.2	28	67.2	66.2	0.028
500	500	27.2	28	67.1	66.1	0.027
500	500	27.3	28.1	67.3	66.3	0.027
500	500	27.3	28.1	67.3	66.3	0.028

5 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.2	67.7	66.4	0.035
100	500	27.3	28.2	67.5	66.2	0.035
100	500	27.3	28.2	67.5	66.2	0.036

100	500	27.2	28.1	67.4	66.1	0.036
100	500	27.2	28.1	67.4	66.1	0.035
200	500	27.3	28.4	67.6	66.1	0.043
200	500	27.2	28.3	67.5	66	0.043
200	500	27.1	28.2	67.6	66.1	0.044
200	500	27.4	28.5	67.7	66.2	0.043
200	500	27.4	28.5	67.6	66.1	0.043
300	500	27.3	28.6	67.8	66.1	0.051
300	500	27.2	28.5	67.6	65.9	0.052
300	500	27.2	28.5	67.7	66	0.052
300	500	27.3	28.6	67.6	65.9	0.051
300	500	27.2	28.5	67.8	66.1	0.051
400	500	27.3	28.8	67.7	65.8	0.072
400	500	27.3	28.8	67.8	65.9	0.073
400	500	27.2	28.7	67.7	65.8	0.073
400	500	27.3	28.8	67.6	65.7	0.072
400	500	27.2	28.7	67.8	65.9	0.072
500	500	27.1	28.8	67.8	65.7	0.092
500	500	27.3	29	67.7	65.6	0.093
500	500	27.3	29	67.9	65.8	0.092
500	500	27.3	29	67.8	65.7	0.092
500	500	27.2	28.9	67.9	65.8	0.093

10 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.3	68	66.6	0.045
100	500	27.3	28.3	68.1	66.7	0.044
100	500	27.2	28.2	68.3	66.9	0.048
100	500	27.4	28.4	68.2	66.8	0.048
100	500	27.4	28.4	68.3	66.9	0.047
200	500	27.4	28.6	68.5	66.9	0.052
200	500	27.4	28.6	68.5	66.9	0.053
200	500	27.2	28.4	68.4	66.8	0.053
200	500	27.3	28.5	68.6	67	0.052
200	500	27.3	28.5	68.4	66.8	0.052
300	500	27.4	28.8	68.6	66.8	0.058
300	500	27.4	28.8	68.6	66.8	0.057
300	500	27.2	28.6	68.7	66.9	0.058
300	500	27.1	28.5	68.7	66.9	0.058
300	500	27.4	28.8	68.6	66.8	0.057
400	500	27.3	28.9	68.5	66.5	0.061
400	500	27.3	28.9	68.4	66.4	0.062
400	500	27.4	29	68.5	66.5	0.062

400	500	27.4	29	68.5	66.5	0.061
400	500	27.4	29	68.4	66.4	0.062
500	500	27.3	29.1	68.8	66.6	0.072
500	500	27.3	29.1	68.9	66.7	0.073
500	500	27.4	29.2	68.9	66.7	0.073
500	500	27.3	29.1	68.9	66.7	0.074
500	500	27.3	29.1	68.9	66.7	0.074

15 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C))	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.4	68	66.5	0.055
100	500	27.1	28.2	68.1	66.6	0.054
100	500	27.2	28.3	68.3	66.8	0.058
100	500	27.2	28.3	68.2	66.7	0.058
100	500	27.1	28.2	68.3	66.8	0.057
200	500	27.3	28.6	68.5	66.8	0.062
200	500	27.3	28.6	68.5	66.8	0.063
200	500	27.2	28.5	68.4	66.7	0.063
200	500	27.2	28.5	68.6	66.9	0.062
200	500	27.3	28.6	68.4	66.7	0.062
300	500	27.1	28.6	68.6	66.7	0.074
300	500	27.1	28.6	68.6	66.7	0.073
300	500	27.2	28.7	68.7	66.8	0.073
300	500	27.3	28.8	68.7	66.8	0.074
300	500	27.1	28.6	68.6	66.7	0.073
400	500	27.1	28.8	68.5	66.4	0.087
400	500	27.3	29	68.4	66.3	0.088
400	500	27.3	29	68.5	66.4	0.087
400	500	27.1	28.8	68.5	66.4	0.088
400	500	27.1	28.8	68.4	66.3	0.088
500	500	27.1	29	68.8	66.5	0.099
500	500	27.2	29.1	68.9	66.6	0.1
500	500	27.3	29.2	68.9	66.6	0.101
500	500	27.3	29.2	68.9	66.6	0.101
500	500	27.2	29.1	68.9	66.6	0.101

20 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.5	68.5	66.9	0.063
100	500	27.4	28.6	68.6	67	0.064
100	500	27.4	28.6	68.6	67	0.064

100	500	27.4	28.6	68.5	66.9	0.063
100	500	27.5	28.7	68.5	66.9	0.063
200	500	27.4	28.8	68.5	66.7	0.065
200	500	27.3	28.7	68.5	66.7	0.066
200	500	27.3	28.7	68.6	66.8	0.066
200	500	27.4	28.8	68.6	66.8	0.065
200	500	27.3	28.7	68.5	66.7	0.065
300	500	27.3	28.9	68.7	66.7	0.078
300	500	27.4	29	68.7	66.7	0.076
300	500	27.3	28.9	68.8	66.8	0.078
300	500	27.4	29	68.8	66.8	0.078
300	500	27.4	29	68.8	66.8	0.077
400	500	27.4	29.2	68.7	66.5	0.091
400	500	27.3	29.1	68.6	66.4	0.092
400	500	27.3	29.1	68.7	66.5	0.092
400	500	27.2	29	68.7	66.5	0.093
400	500	27.3	29.1	68.6	66.4	0.092
500	500	27.3	29.3	68.8	66.4	0.105
500	500	27.4	29.4	68.9	66.5	0.106
500	500	27.3	29.3	68.9	66.5	0.105
500	500	27.3	29.3	68.9	66.5	0.105
500	500	27.3	29.3	68.9	66.5	0.106

25 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.6	67.9	66.2	0.072
100	500	27.2	28.5	68	66.3	0.071
100	500	27.2	28.5	67.8	66.1	0.072
100	500	27.2	28.5	67.8	66.1	0.072
100	500	27.3	28.6	67.7	66	0.071
200	500	27.3	28.8	67.8	65.9	0.083
200	500	27.3	28.8	67.9	66	0.084
200	500	27.3	28.8	67.7	65.8	0.084
200	500	27.3	28.8	67.8	65.9	0.083
200	500	27.3	28.8	67.8	65.9	0.083
300	500	27.2	28.9	67.9	65.8	0.091
300	500	27.2	28.9	68	65.9	0.092
300	500	27.2	28.9	67.9	65.8	0.091
300	500	27.4	29.1	67.9	65.8	0.091
300	500	27.3	29	67.8	65.7	0.091
400	500	27.4	29.3	68.1	65.8	0.104
400	500	27.4	29.3	68	65.7	0.105
400	500	27.3	29.2	68.1	65.8	0.104
400	500	27.2	29.1	68.2	65.9	0.105

400	500	27.4	29.3	68.2	65.9	0.105
500	500	27.3	29.4	68.6	66.1	0.111
500	500	27.4	29.5	68.5	66	0.112
500	500	27.4	29.5	68.4	65.9	0.112
500	500	27.2	29.3	68.5	66	0.111
500	500	27.2	29.3	68.5	66	0.112

2. Diameter 18 mm

0 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.2	27.6	67.2	66.6	0.011
100	500	27.3	27.7	67.2	66.6	0.012
100	500	27.2	27.6	67.1	66.5	0.011
100	500	27.1	27.5	67.2	66.6	0.011
100	500	27.2	27.6	67.2	66.6	0.011
200	500	27.3	27.8	67.3	66.6	0.015
200	500	27.2	27.7	67.3	66.6	0.016
200	500	27.2	27.7	67.4	66.7	0.015
200	500	27.3	27.8	67.2	66.5	0.015
200	500	27.2	27.7	67.2	66.5	0.015
300	500	27.1	27.7	67.4	66.6	0.018
300	500	27.3	27.9	67.3	66.5	0.018
300	500	27.3	27.9	67.4	66.6	0.018
300	500	27.3	27.9	67.4	66.6	0.019
300	500	27.3	27.9	67.5	66.7	0.018
400	500	27.2	27.9	67.2	66.3	0.021
400	500	27.2	27.9	67.3	66.4	0.022
400	500	27.3	28	67.3	66.4	0.022
400	500	27.1	27.8	67.3	66.4	0.022
400	500	27.3	28	67.2	66.3	0.021
500	500	27.2	28	67.2	66.2	0.028
500	500	27.2	28	67.2	66.2	0.028
500	500	27.2	28	67.1	66.1	0.027
500	500	27.3	28.1	67.3	66.3	0.027
500	500	27.3	28.1	67.3	66.3	0.028

5 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.6	67.8	66.1	0.048
100	500	27.3	28.6	67.7	66	0.047
100	500	27.3	28.6	67.6	65.9	0.048
100	500	27.2	28.5	67.6	65.9	0.046
100	500	27.2	28.5	67.7	66	0.048
200	500	27.3	28.8	67.8	65.9	0.055
200	500	27.2	28.7	67.7	65.8	0.056
200	500	27.1	28.6	67.8	65.9	0.057
200	500	27.4	28.9	67.7	65.8	0.057
200	500	27.4	28.9	67.8	65.9	0.056
300	500	27.3	29	67.8	65.7	0.068
300	500	27.2	28.9	67.7	65.6	0.067
300	500	27.2	28.9	67.8	65.7	0.068
300	500	27.3	29	67.8	65.7	0.068
300	500	27.2	28.9	67.8	65.7	0.067
400	500	27.3	29.2	67.9	65.6	0.076
400	500	27.3	29.2	67.8	65.5	0.077
400	500	27.2	29.1	67.8	65.5	0.078
400	500	27.3	29.2	67.9	65.6	0.079
400	500	27.2	29.1	68	65.7	0.079
500	500	27.1	29.2	68.4	65.9	0.085
500	500	27.3	29.4	68.5	66	0.088
500	500	27.3	29.4	68.4	65.9	0.087
500	500	27.3	29.4	68.5	66	0.088
500	500	27.2	29.3	68.5	66	0.087

10 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.7	68.1	66.3	0.056
100	500	27.3	28.7	68	66.2	0.057
100	500	27.2	28.6	68.2	66.4	0.057
100	500	27.4	28.8	68.1	66.3	0.056
100	500	27.4	28.8	68	66.2	0.057
200	500	27.4	29	68.2	66.2	0.066
200	500	27.4	29	68.3	66.3	0.067
200	500	27.2	28.8	68.3	66.3	0.067
200	500	27.3	28.9	68.2	66.2	0.068
200	500	27.3	28.9	68.1	66.1	0.066
300	500	27.4	29.2	68.2	66	0.077

300	500	27.4	29.2	68.3	66.1	0.076
300	500	27.2	29	68.3	66.1	0.077
300	500	27.1	28.9	68.4	66.2	0.078
300	500	27.4	29.2	68.4	66.2	0.077
400	500	27.3	29.3	68.5	66.1	0.087
400	500	27.3	29.3	68.4	66	0.088
400	500	27.4	29.4	68.5	66.1	0.087
400	500	27.4	29.4	68.6	66.2	0.088
400	500	27.4	29.4	68.6	66.2	0.088
500	500	27.3	29.5	68.7	66.1	0.096
500	500	27.3	29.5	68.6	66	0.097
500	500	27.4	29.6	68.6	66	0.095
500	500	27.3	29.5	68.7	66.1	0.096
500	500	27.3	29.5	68.6	66	0.097

15 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.8	68.6	66.7	0.065
100	500	27.1	28.6	68.6	66.7	0.064
100	500	27.2	28.7	68.7	66.8	0.068
100	500	27.2	28.7	68.7	66.8	0.068
100	500	27.1	28.6	68.6	66.7	0.067
200	500	27.3	29	68.8	66.7	0.076
200	500	27.3	29	68.8	66.7	0.075
200	500	27.2	28.9	68.7	66.6	0.077
200	500	27.2	28.9	68.7	66.6	0.077
200	500	27.3	29	68.8	66.7	0.076
300	500	27.1	29	68.6	66.3	0.086
300	500	27.1	29	68.7	66.4	0.086
300	500	27.2	29.1	68.8	66.5	0.087
300	500	27.3	29.2	68.8	66.5	0.087
300	500	27.1	29	68.7	66.4	0.088
400	500	27.1	29.2	68.5	66	0.097
400	500	27.3	29.4	68.7	66.2	0.098
400	500	27.3	29.4	68.6	66.1	0.097
400	500	27.1	29.2	68.6	66.1	0.098
400	500	27.1	29.2	68.7	66.2	0.098
500	500	27.1	29.4	68.8	66.1	0.109
500	500	27.2	29.5	68.9	66.2	0.108
500	500	27.3	29.6	69	66.3	0.107
500	500	27.3	29.6	68.7	66	0.107
500	500	27.2	29.5	68.7	66	0.108

20 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	28.9	68.6	66.6	0.076
100	500	27.4	29	68.5	66.5	0.075
100	500	27.4	29	68.6	66.6	0.077
100	500	27.4	29	68.5	66.5	0.076
100	500	27.5	29.1	68.5	66.5	0.076
200	500	27.4	29.2	68.6	66.4	0.085
200	500	27.3	29.1	68.6	66.4	0.087
200	500	27.3	29.1	68.7	66.5	0.088
200	500	27.4	29.2	68.5	66.3	0.086
200	500	27.3	29.1	68.5	66.3	0.086
300	500	27.3	29.3	68.5	66.1	0.098
300	500	27.4	29.4	68.5	66.1	0.096
300	500	27.3	29.3	68.6	66.2	0.098
300	500	27.4	29.4	68.7	66.3	0.098
300	500	27.4	29.4	68.5	66.1	0.097
400	500	27.4	29.6	68.6	66	0.106
400	500	27.3	29.5	68.7	66.1	0.107
400	500	27.3	29.5	68.7	66.1	0.108
400	500	27.2	29.4	68.6	66	0.109
400	500	27.3	29.5	68.7	66.1	0.108
500	500	27.3	29.7	68.7	65.9	0.115
500	500	27.4	29.8	68.7	65.9	0.116
500	500	27.3	29.7	68.7	65.9	0.115
500	500	27.3	29.7	68.6	65.8	0.116
500	500	27.3	29.7	68.7	65.9	0.118

25 mm

Flowrate (L/h)		Tcin	Tcout	Thin	Thout	dh
Hot	Cold	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	(^{0}C)	cmH2O
100	500	27.3	29	67.9	65.8	0.085
100	500	27.2	28.9	68	65.9	0.088
100	500	27.2	28.9	67.8	65.7	0.086
100	500	27.2	28.9	67.8	65.7	0.087
100	500	27.3	29	67.7	65.6	0.086
200	500	27.3	29.2	67.8	65.5	0.095
200	500	27.3	29.2	67.9	65.6	0.096
200	500	27.3	29.2	67.7	65.4	0.096
200	500	27.3	29.2	67.8	65.5	0.097
200	500	27.3	29.2	67.8	65.5	0.096
300	500	27.2	29.3	67.9	65.4	0.106
300	500	27.2	29.3	68	65.5	0.107

300	500	27.2	29.3	67.9	65.4	0.105
300	500	27.4	29.5	67.9	65.4	0.108
300	500	27.3	29.4	67.8	65.3	0.109
400	500	27.4	29.7	68.1	65.4	0.118
400	500	27.4	29.7	68	65.3	0.118
400	500	27.3	29.6	68.1	65.4	0.118
400	500	27.2	29.5	68.2	65.5	0.119
400	500	27.4	29.7	68.2	65.5	0.117
500	500	27.3	29.8	68.6	65.7	0.126
500	500	27.4	29.9	68.5	65.6	0.127
500	500	27.4	29.9	68.4	65.5	0.128
500	500	27.2	29.7	68.5	65.6	0.129
500	500	27.2	29.7	68.5	65.6	0.129

0 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^{0}C)	Uh (^{0}C)	(ºC)	(N/m²)	
0.00014	0.00003	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	19.0820	6.6758	189.53490	402.92432	66.80758	19.768548	39.49992	105.69721	1.0435
0.00014	0.00003	0.03589	0.05485	0.13840	0.02721	16.9615	7.0933	189.52874	402.92432	66.97496	19.8187222	39.39992	115.30604	1.1384
0.00014	0.00003	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	16.9621	6.2588	189.53490	402.94665	66.97714	19.8198209	39.39992	105.70306	1.0435
0.00014	0.00003	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	23.3225	6.2584	189.54107	402.92432	66.64104	19.7186272	39.59992	105.69721	1.0435
0.00014	0.00003	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	19.0820	7.0933	189.53490	402.92432	66.80758	19.768548	39.49992	105.69721	1.0435
0.00014	0.00006	0.03589	0.10970	0.13840	0.05441	25.4406	15.0206	189.52566	805.82631	83.71735	46.2424029	39.39992	144.12856	0.3557
0.00014	0.00006	0.03589	0.10970	0.13840	0.05441	25.4415	14.1857	189.53182	805.82631	83.50812	46.125333	39.49992	153.73713	0.3795
0.00014	0.00006	0.03589	0.10970	0.13840	0.05441	25.4415	16.6895	189.53182	805.78165	83.29724	46.0063036	39.59992	144.12057	0.3557
0.00014	0.00006	0.03589	0.10970	0.13840	0.05442	23.3210	15.0214	189.52566	805.87098	83.93037	46.3626388	39.29992	144.13655	0.3557
0.00014	0.00006	0.03589	0.10970	0.13840	0.05442	27.5611	14.1865	189.53182	805.87098	83.72007	46.2449666	39.39992	144.13655	0.3557
0.00014	0.00008	0.03589	0.16454	0.13841	0.08162	36.0403	28.7919	189.53490	1208.70597	99.95831	78.8701349	39.59992	172.94948	0.1897
0.00014	0.00008	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	29.6798	26.2882	189.52258	1208.77297	100.71480	79.4766057	39.29992	172.95906	0.1897
0.00014	0.00008	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	29.6798	27.5393	189.52258	1208.70597	100.45918	79.2704926	39.39992	172.94948	0.1897
0.00014	0.00008	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	31.7993	28.7919	189.52258	1208.70597	100.45918	79.2704926	39.39992	182.55778	0.2003
0.00014	0.00008	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	31.7993	30.0429	189.52258	1208.63897	100.20485	79.0654231	39.49992	172.93989	0.1897
0.00014	0.00011	0.03589	0.21939	0.13840	0.10884	40.2778	45.0755	189.52566	1611.83128	117.80227	119.528968	39.19991	201.80235	0.1245
0.00014	0.00011	0.03589	0.21939	0.13840	0.10884	42.3970	46.7437	189.52566	1611.74195	117.50252	119.218212	39.29992	211.40027	0.1304
0.00014	0.00011	0.03589	0.21939	0.13839	0.10884	40.2765	48.4144	189.51950	1611.74195	117.79844	119.522342	39.19991	211.40027	0.1304
0.00014	0.00011	0.03589	0.21939	0.13840	0.10884	42.3983	48.4144	189.53182	1611.74195	117.20809	118.915627	39.39992	211.40027	0.1304
0.00014	0.00011	0.03589	0.21939	0.13839	0.10884	40.2765	45.0755	189.51950	1611.83128	118.09971	119.83467	39.09991	201.80235	0.1245
0.00014	0.00014	0.03589	0.27424	0.13840	0.13606	48.7541	60.5214	189.52258	2014.84494	134.97330	166.441654	39.09991	269.07726	0.1062
0.00014	0.00014	0.03589	0.27424	0.13840	0.13606	46.6352	62.6101	189.52258	2014.84494	134.97330	166.441654	39.09991	269.07726	0.1062
0.00014	0.00014	0.03589	0.27424	0.13840	0.13606	48.7541	60.5247	189.52258	2014.95660	135.31938	166.877679	38.99991	259.48173	0.1025
0.00014	0.00014	0.03589	0.27424	0.13839	0.13605	46.6336	64.6953	189.51642	2014.73327	134.96891	166.432427	39.09991	259.45297	0.1025
0.00014	0.00014	0.03589	0.27424	0.13839	0.13605	44.5147	62.6066	189.51642	2014.73327	134.96891	166.432427	39.09991	269.06234	0.1062

5 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^{0}C)	Uh (^{0}C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	97.4689	26.7358	189.5133347	2337.13579	151.06582	43.04653	39.2997	336.28133	1.5008
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	95.3516	26.7344	189.5133347	2337.39489	151.83855	43.27151	39.0997	336.31861	1.5008
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	97.4689	26.7344	189.5133347	2337.39489	151.83855	43.27151	39.0997	345.92771	1.5436
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	97.4721	25.8989	189.5194971	2337.52444	151.84348	43.27391	39.0997	345.94689	1.5436
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	97.4721	26.7358	189.5194971	2337.52444	151.84348	43.27391	39.0997	336.33725	1.5008
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13839	0.05442	95.3516	55.9766	189.5071724	4674.78978	186.05025	100.11339	38.9997	413.19143	0.4609
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13839	0.05442	112.2921	55.9797	189.5133347	4675.04887	186.05630	100.11894	38.9997	413.21434	0.4609
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13839	0.05442	112.2957	55.9766	189.5194971	4674.78978	185.11304	99.60260	39.1997	422.80054	0.4717
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13838	0.05441	105.9342	55.9735	189.5010100	4674.53068	186.04420	100.10784	38.9997	413.16853	0.4609
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13838	0.05442	108.0511	55.9766	189.5010100	4674.78978	186.52248	100.37075	38.8997	413.19143	0.4609
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13838	0.08162	116.5220	86.4666	189.5010100	7011.79602	219.87042	170.18332	38.9997	490.0371	0.2430
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13839	0.08163	118.6425	85.2205	189.5071724	7012.57331	220.44282	170.63974	38.8997	499.70106	0.2477
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13839	0.08163	116.5258	86.4713	189.5071724	7012.18467	219.87757	170.19276	38.9997	499.67336	0.2477
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13838	0.08163	118.6386	83.9649	189.5010100	7012.57331	221.00380	171.07954	38.7997	490.09142	0.2430
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13839	0.08162	118.6425	83.9556	189.5071724	7011.79602	219.31522	169.74806	39.0997	490.0371	0.2430
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13838	0.10884	124.9882	120.3179	189.4948476	9350.09774	255.65501	255.60083	38.6997	691.89377	0.1930
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13838	0.10884	127.1046	120.3113	189.4948476	9349.57955	254.99609	254.92792	38.7997	701.46453	0.1956
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13838	0.10884	127.1087	118.6436	189.5010100	9350.09774	255.00438	254.94205	38.7997	701.50341	0.1956
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13838	0.10885	122.8718	116.9758	189.4948476	9350.61593	256.31734	256.27722	38.5997	691.93212	0.1930
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13838	0.10884	127.1087	121.9857	189.5010100	9349.57955	254.34883	254.27257	38.8997	691.85543	0.1930
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13838	0.13605	135.5783	154.5751	189.5010100	11687.62218	289.00497	352.22257	38.7997	884.08648	0.1578
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13837	0.13606	133.4534	152.4905	189.4886853	11688.26992	291.23805	354.98688	38.4997	893.74565	0.1595
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13837	0.13604	133.4534	154.5666	189.4886853	11686.97444	289.73292	353.11314	38.6997	884.03749	0.1578
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13837	0.13605	131.3372	156.6683	189.4886853	11687.62218	290.48354	354.04759	38.5997	884.08648	0.1578
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13838	0.13604	133.4577	156.6597	189.4948476	11686.97444	288.99557	352.20304	38.7997	893.64659	0.1595

10 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔP	ΔTlmtd	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^{0}C)	Uh (^{0}C)	(N/m²)	(ºC)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138388	0.0272021	112.2884	28.4006	189.5102536	2485.44230	160.67261	44.36983	432.30179	39.4997	2.0097
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138388	0.0272006	114.4052	28.8174	189.5102536	2485.30451	160.26686	44.25533	422.67165	39.5997	1.9650
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138392	0.0271976	114.4090	29.2326	189.5164159	2485.02894	159.067	43.91771	461.04522	39.8997	2.1437
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138383	0.0271991	110.1680	28.8158	189.5040912	2485.16673	160.26165	44.25288	461.07079	39.5997	2.1437
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138383	0.0271976	112.2848	29.6511	189.5040912	2485.02894	159.85796	44.13896	451.44012	39.6997	2.0990
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138379	0.0543922	120.7513	59.2956	189.4979288	4969.78230	191.82332	100.88345	499.43797	39.6997	0.5806
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138379	0.0543922	120.7513	60.1324	189.4979288	4969.78230	191.82332	100.88345	509.04254	39.6997	0.5917
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138388	0.0543952	127.1087	57.6253	189.5102536	4970.05788	191.35379	100.63555	509.07077	39.7997	0.5917
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138383	0.0543892	122.8718	60.1291	189.5040912	4969.50673	190.86799	100.37219	499.41027	39.8997	0.5806
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138383	0.0543952	124.9882	57.6253	189.5040912	4970.05788	191.82956	100.88905	499.46566	39.6997	0.5806
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138374	0.0815883	129.2167	105.2608	189.4917665	7454.67345	224.35172	170.67073	557.06542	39.5997	0.2878
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138374	0.0815883	131.3329	104.0048	189.4917665	7454.67345	224.35172	170.67073	547.46085	39.5997	0.2828
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138383	0.0815838	133.4577	106.5110	189.5040912	7454.26009	222.67932	169.37808	557.03453	39.8997	0.2878
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138388	0.0815838	135.5783	106.5110	189.5102536	7454.26009	222.12984	168.95462	557.03453	39.9997	0.2878
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138374	0.0815883	131.3329	104.0048	189.4917665	7454.67345	224.35172	170.67073	547.46085	39.5997	0.2828
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138374	0.1087965	139.8015	130.3085	189.4917665	9940.66690	257.70353	254.15721	585.94413	39.3997	0.1703
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138374	0.1088025	139.8015	126.9672	189.4917665	9941.21805	258.35927	254.81807	595.58279	39.2997	0.1731
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.13837	0.1087965	-502.3201	130.3085	189.4856041	9940.66690	258.35087	254.80394	595.54977	39.2997	0.1731
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.13837	0.1087965	135.5651	128.6343	189.4856041	9940.66690	258.35087	254.80394	585.94413	39.2997	0.1703
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.13837	0.1088025	133.4490	126.9672	189.4856041	9941.21805	259.00994	255.46812	595.58279	39.1997	0.1731
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.13837	0.1359805	144.0333	173.3223	189.4856041	12424.45576	289.17309	348.54276	691.52949	39.4997	0.1286
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.13837	0.135973	144.0333	173.3127	189.4856041	12423.76682	288.44284	347.64331	701.09519	39.5997	0.1304
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.138365	0.135973	144.0286	175.4056	189.4794417	12423.76682	289.16368	348.52343	701.09519	39.4997	0.1304
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.13837	0.135973	-491.6540	175.4056	189.4856041	12423.76682	288.44284	347.64331	710.69923	39.5997	0.1322
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.13837	0.135973			189.4856041	12423.76682	288.44284	347.64331	710.69923	39.5997	0.1322

15 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^{0}C)	Uh (^{0}C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	138386	).0272029	124.9882	30.0745	189.5071724	2628.275622	170.71895	45.92163	39.3997	528.38351	2.5563
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	138395	).0272014	127.1129	30.9099	189.5194971	2628.129921	169.43988	45.57208	39.6997	518.74777	2.5098
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	).13839	).0271984	127.1087	31.7436	189.5133347	2627.838518	169.00865	45.45254	39.7997	557.11176	2.6957
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	).13839	).0271999	124.9923	30.9082	189.5133347	2627.984219	169.43437	45.56956	39.6997	557.14265	2.6957
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	138395	).0271984	127.1129	31.3250	189.5194971	2627.838518	168.59054	45.33862	39.8997	547.50638	2.6492
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	138381	).0543937	131.3372	61.8062	189.50101	5255.385633	200.2276	103.27954	39.6997	595.50024	0.7204
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	138381	).0543937	131.3372	62.6431	189.50101	5255.385633	200.2276	103.27954	39.6997	605.10508	0.7320
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	138386	).0543967	131.3414	60.1357	189.5071724	5255.677036	200.23411	103.28526	39.6997	605.13863	0.7320
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	138386	).0543907	129.2251	62.6396	189.5071724	5255.09423	199.23041	102.75614	39.8997	595.46722	0.7204
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	138381	).0543967	129.2209	60.1357	189.50101	5255.677036	200.73323	103.54609	39.5997	595.53326	0.7204
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	138386	).0815906	139.8106	97.7260	189.5071724	7883.07845	230.45884	172.71006	39.7997	710.75835	0.3821
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	138386	).0815906	-500.2320	98.9816	189.5071724	7883.07845	230.45884	172.70048	39.7997	701.15351	0.3770
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	138381	).0815861	135.5739	98.9761	189.50101	7882.641346	230.45135	173.13550	39.7997	701.11463	0.3770
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	138377	).0815861	133.4534	98.9761	189.4948476	7882.641346	231.02433	172.71006	39.6997	710.71894	0.3821
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	138386	).0815906	139.8106	97.7260	189.5071724	7883.07845	230.45884	256.48162	39.7997	701.15351	0.3770
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	138381	).1087995	148.2744	137.0061	189.50101	10511.93688	263.16186	258.45886	39.4997	835.71397	0.2527
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	138372	).1088055	146.1490	133.6645	189.4886853	10512.51968	265.15865	257.78690	39.1997	845.36674	0.2556
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	138372	).1087995	144.0333	137.0061	189.4886853	10511.93688	264.48393	256.48162	39.2997	835.71397	0.2527
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	138381	).1087995	148.2744	137.0061	189.50101	10511.93688	263.16186	257.14686	39.4997	845.31988	0.2556
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	138381	).1088055	-487.4131	133.6645	189.50101	10512.51968	263.8298	350.20998	39.3997	845.36674	0.2556
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	138377	).1359843	154.6215	179.6018	189.4948476	13138.46408	293.3698	350.19056	39.5997	950.87941	0.1841
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	138372	).1359768	150.3853	183.7786	189.4886853	13137.73558	293.36026	351.07713	39.5997	960.431	0.1859
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	138368	).1359768	148.2648	183.7786	189.4825229	13137.73558	294.0934	351.07713	39.4997	970.03531	0.1878
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	138368	).1359768	150.3804	183.7786	189.4825229	13137.73558	294.0934	350.19056	39.4997	970.03531	0.1878
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	138372	).1359768	152.5009	181.6852	189.4886853	13137.73558	293.36026		39.5997	970.03531	0.1878

20 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot	Uh	ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138383	0.0271961	135.5695	31.7401	189.5040912	2764.821103	177.87238	46.77168	39.7997	605.0883	3.0448
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138379	0.0271946	133.4490	32.5753	189.4979288	2764.667794	177.8666	46.76908	39.7997	614.6588	3.0932
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138379	0.0271946	131.3329	32.1568	189.4979288	2764.667794	177.8666	46.76908	39.7997	614.6588	3.0932
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138379	0.0271961	131.3329	31.7401	189.4979288	2764.821103	178.31464	46.88949	39.6997	605.0883	3.0448
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138374	0.0271961	129.2126	32.1586	189.4917665	2764.821103	178.75912	47.00790	39.5997	605.0883	3.0448
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138374	0.0543952	141.9128	66.8286	189.4917665	5529.948825	209.0803	106.04143	39.4997	624.33207	0.7854
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138379	0.0543952	144.0333	65.9914	189.4979288	5529.948825	208.55909	105.77364	39.5997	633.93718	0.7975
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138379	0.0543922	146.1490	66.8249	189.4979288	5529.642206	208.03374	105.50135	39.6997	633.90203	0.7975
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138374	0.0543922	144.0286	66.8249	189.4917665	5529.642206	208.55231	105.76778	39.5997	624.29746	0.7854
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138379	0.0543952	144.0333	66.8286	189.4979288	5529.948825	208.55909	105.77364	39.5997	624.33207	0.7854
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138374	0.0815883	152.4960	103.9991	189.4917665	8294.46331	238.34549	176.27963	39.5997	749.15695	0.4189
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.13837	0.0815883	150.3755	105.2550	189.4856041	8294.46331	238.94114	176.72591	39.4997	729.9478	0.4081
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138374	0.0815838	150.3804	105.2492	189.4917665	8294.003382	237.74512	175.82584	39.6997	749.11541	0.4189
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.13837	0.0815838	148.2599	106.5051	189.4856041	8294.003382	238.33774	176.26985	39.5997	749.11541	0.4189
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.13837	0.0815838	150.3755	105.2492	189.4856041	8294.003382	238.33774	176.26985	39.5997	739.51136	0.4135
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138365	0.1087904	158.8371	142.0147	189.4794417	11059.89765	270.16801	260.53154	39.2997	874.0649	0.2749
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.13837	0.1087965	158.8423	140.3478	189.4856041	11060.51089	270.17679	260.54599	39.2997	883.71901	0.2779
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.13837	0.1087904	158.8423	143.6894	189.4856041	11059.89765	269.49105	259.87029	39.3997	883.67001	0.2779
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138374	0.1087904	163.0781	143.6894	189.4917665	11059.89765	268.81753	259.21237	39.4997	893.27512	0.2809
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.13837	0.1087965	158.8423	140.3478	189.4856041	11060.51089	270.17679	260.54599	39.2997	883.71901	0.2779
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138365	0.1359881	167.3030	190.0701	189.4794417	13824.87206	300.18668	355.27028	39.2997	1008.5364	0.2030
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138361	0.1359805	165.1826	190.0596	189.4732794	13824.10552	300.17691	355.25058	39.2997	1018.0851	0.2049
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138365	0.1359805	169.4180	192.1535	189.4794417	13824.10552	299.42477	354.34891	39.3997	1008.4805	0.2030
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138365	0.1359805	167.3030	192.1535	189.4794417	13824.10552	299.42477	354. 348	39.3997	1008.4805	0.2030
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138365	0.1359805	167.3030	192.1535	189.4794417	13824.10552	299.42477		39.3997	1018.0851	0.2049

25 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138381	0272059	139.8015	33.0066	189.50101	2897.853663	189.47025	48.88165	39.0997	691.77873	3.61590
.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138386	0272044	139.8061	33.0048	189.5071724	2897.693035	188.51214	48.63019	39.2997	682.13288	3.56568
.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138386	0272074	139.8061	33.0084	189.5071724	2898.014291	189.47641	48.88436	39.0997	691.81708	3.61590
.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138386	0272074	141.9220	33.4272	189.5071724	2898.014291	189.47641	48.88436	39.0997	691.81708	3.61590
.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138381	0272089	137.6855	32.5915	189.50101	2898.174919	190.44441	49.13842	38.8997	682.24632	3.56568
.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138377	0544178	146.1490	68.5296	189.4948476	5796.349838	220.30274	110.12192	38.7997	797.55556	1.04208
.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138377	0544148	148.2648	69.3634	189.4948476	5796.028582	219.7364	109.83274	38.8997	807.11993	1.05464
.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138377	0544209	146.1490	66.8581	189.4948476	5796.671094	220.87201	110.41260	38.6997	807.2094	1.05464
.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138377	0544178	146.1490	69.3672	189.4948476	5796.349838	220.30274	110.12192	38.7997	797.55556	1.04208
.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138377	0544178	148.2648	68.5296	189.4948476	5796.349838	220.30274	110.12192	38.7997	797.55556	1.04208
.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138377	0816268	150.3853	106.5581	189.4948476	8694.524756	249.67644	182.57056	38.7997	874.42838	0.50779
.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138377	0816222	154.6165	109.0653	189.4948476	8694.042873	249.03459	182.09112	38.8997	883.98849	0.51337
.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138377	0816268	156.7320	106.5581	189.4948476	8694.524756	249.67644	182.57056	38.7997	874.42838	0.50779
.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138368	0816268	152.4910	107.8147	189.4825229	8694.524756	250.95381	183.51653	38.5997	874.42838	0.50779
.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138372	0816313	154.6115	105.3073	189.4886853	8695.00664	250.96197	183.52671	38.5997	874.47685	0.50779
.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138363	1088297	158.8371	147.0879	189.4763606	11592.05716	280.46867	267.97754	38.5997	999.29134	0.32644
.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138363	1088357	156.7218	145.4204	189.4763606	11592.69968	281.19717	268.68849	38.4997	1008.9558	0.32957
.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138368	1088297	160.9575	145.4124	189.4825229	11592.05716	279.75302	267.28508	38.6997	999.29134	0.32644
.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138372	1088236	163.0781	147.0798	189.4886853	11591.41465	278.32373	265.89609	38.8997	1008.844	0.32957
.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138363	1088236	158.8371	148.7552	189.4763606	11591.41465	279.74393	267.27026	38.6997	1008.844	0.32957
.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138363	1360069	165.1879	194.2797	189.4763606	14486.8589	306.81223	360.28557	38.9997	1066.3149	0.22298
.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138359	1360145	165.1826	194.2904	189.4701982	14487.66204	308.38373	362.16283	38.7997	1075.981	0.22499
.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138359	0.136022	165.1826	194.3011	189.4701982	14488.46517	309.1806	363.11880	38.6997	1076.0406	0.22499
.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138368	1360145	167.3084	194.2904	189.4825229	14487.66204	306.8222	360.30555	38.9997	1066.374	0.22298
.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138368	1360145	167.3084	194.2904	189.4825229	14487.66204	306.8222	360.30555	38.9997	1075.981	0.22499

18 mm, jarak ulir 0 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
0.00014	0.000028	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	19.0820	6.6758	189.53490	402.92432	78.92616	23.3544706	39.49992	105.69721	1.1740
0.00014	0.000028	0.03589	0.05485	0.13840	0.02721	16.9615	7.0933	189.52874	402.92432	79.12391	23.4137462	39.39992	115.30604	1.2807
0.00014	0.000028	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	16.9621	6.2588	189.53490	402.94665	79.12648	23.4150443	39.39992	105.70306	1.1740
0.00014	0.000028	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	23.3225	6.2584	189.54107	402.92432	78.72941	23.2954945	39.59992	105.69721	1.1740
0.00014	0.000028	0.03589	0.05485	0.13841	0.02721	19.0820	7.0933	189.53490	402.92432	78.92616	23.3544706	39.49992	105.69721	1.1740
0.00014	0.000056	0.03589	0.10970	0.13840	0.05441	25.4406	15.0206	189.52566	805.82631	98.90328	54.6305597	39.39992	144.12856	0.4002
0.00014	0.000056	0.03589	0.10970	0.13840	0.05441	25.4415	14.1857	189.53182	805.82631	98.65610	54.4922539	39.49992	153.73713	0.4269
0.00014	0.000056	0.03589	0.10970	0.13840	0.05441	25.4415	16.6895	189.53182	805.78165	98.40697	54.3516331	39.59992	144.12057	0.4002
0.00014	0.000056	0.03589	0.10970	0.13840	0.05442	23.3210	15.0214	189.52566	805.87098	99.15495	54.7726059	39.29992	144.13655	0.4002
0.00014	0.000056	0.03589	0.10970	0.13840	0.05442	27.5611	14.1865	189.53182	805.87098	98.90650	54.6335885	39.39992	144.13655	0.4002
0.00014	0.000083	0.03589	0.16454	0.13841	0.08162	36.0403	28.7919	189.53490	1208.70597	118.09028	93.1768105	39.59992	172.94948	0.2134
0.00014	0.000083	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	29.6798	26.2882	189.52258	1208.77297	118.98400	93.8932924	39.29992	172.95906	0.2134
0.00014	0.000083	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	29.6798	27.5393	189.52258	1208.70597	118.68201	93.6497913	39.39992	172.94948	0.2134
0.00014	0.000083	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	31.7993	28.7919	189.52258	1208.70597	118.68201	93.6497913	39.39992	182.55778	0.2253
0.00014	0.000083	0.03589	0.16454	0.13840	0.08162	31.7993	30.0429	189.52258	1208.63897	118.38155	93.4075231	39.49992	172.93989	0.2134
0.00014	0.000111	0.03589	0.21939	0.13840	0.10884	40.2778	45.0755	189.52566	1611.83128	139.17105	141.210967	39.19991	201.80235	0.1401
0.00014	0.000111	0.03589	0.21939	0.13840	0.10884	42.3970	46.7437	189.52566	1611.74195	138.81692	140.843842	39.29992	211.40027	0.1467
0.00014	0.000111	0.03589	0.21939	0.13839	0.10884	40.2765	48.4144	189.51950	1611.74195	139.16653	141.203139	39.19991	211.40027	0.1467
0.00014	0.000111	0.03589	0.21939	0.13840	0.10884	42.3983	48.4144	189.53182	1611.74195	138.46910	140.486368	39.39992	211.40027	0.1467
0.00014	0.000111	0.03589	0.21939	0.13839	0.10884	40.2765	45.0755	189.51950	1611.83128	139.52245	141.572122	39.09991	201.80235	0.1401
0.00014	0.000139	0.03589	0.27424	0.13840	0.13606	48.7541	60.5214	189.52258	2014.84494	159.45682	196.633395	39.09991	269.07726	0.1195
0.00014	0.000139	0.03589	0.27424	0.13840	0.13606	46.6352	62.6101	189.52258	2014.84494	159.45682	196.633395	39.09991	269.07726	0.1195
0.00014	0.000139	0.03589	0.27424	0.13840	0.13606	48.7541	60.5247	189.52258	2014.95660	159.86569	197.148514	38.99991	259.48173	0.1153
0.00014	0.000139	0.03589	0.27424	0.13839	0.13605	46.6336	64.6953	189.51642	2014.73327	159.45164	196.622495	39.09991	259.45297	0.1153
0.00014	0.000139	0.03589	0.27424	0.13839	0.13605	44.5147	62.6066	189.51642	2014.73327	159.45164	196.622495	39.09991	269.06234	0.1195

18 mm, jarak ulir 5 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^{0}C)	Uh (^{0}C)	(ºC)	(N	
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13838	0.02721	114.4052	30.9150	189.5010100	2876.63427	219.87042	56.72777	38.999658	461.21139	2.3155
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13838	0.02721	114.4052	30.9167	189.5010100	2876.79371	220.43565	56.87676	38.899657	451.62785	2.2673
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13838	0.02721	112.2884	30.9184	189.5010100	2876.95315	221.0038	57.02651	38.799656	461.26251	2.3155
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	114.4090	30.4998	189.5071724	2876.95315	220.44282	56.87991	38.899657	442.04324	2.2190
0.000139	0.000028	0.03589	0.08158	0.13839	0.02721	116.5258	30.4981	189.5071724	2876.79371	219.87757	56.73092	38.999658	461.23695	2.3155
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13838	0.05442	118.6386	63.5047	189.4948476	5753.58742	254.99609	127.46396	38.799656	528.50067	0.6633
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13838	0.05442	120.7592	61.8335	189.5010100	5753.90630	255.00438	127.47103	38.799656	538.1396	0.6754
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13839	0.05442	120.7631	62.6673	189.5071724	5753.58742	253.70489	126.81029	38.999658	547.71888	0.6874
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13837	0.05442	114.4015	62.6708	189.4886853	5753.90630	256.309	128.13151	38.599655	547.74924	0.6874
0.000139	0.000056	0.03589	0.16316	0.13837	0.05442	116.5182	64.3420	189.4886853	5753.58742	255.64669	127.79333	38.699655	538.10978	0.6754
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13837	0.08163	124.9882	97.7692	189.4886853	8630.85946	290.48354	212.42855	38.599655	653.45523	0.3645
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13838	0.08164	127.1087	97.7746	189.4948476	8631.33778	290.49298	212.44033	38.599655	643.88127	0.3591
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13838	0.08163	124.9923	97.7692	189.4948476	8630.85946	289.74234	211.87963	38.699655	653.45523	0.3645
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13837	0.08163	122.8718	100.2816	189.4886853	8630.85946	290.48354	212.42855	38.599655	653.45523	0.3645
0.000139	0.000083	0.03589	0.24474	0.13838	0.08163	127.1087	100.2816	189.4948476	8630.85946	289.74234	211.87963	38.699655	643.84559	0.3591
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13837	0.10884	135.5695	135.3764	189.4825229	11507.81261	325.49077	311.01888	38.499654	730.33231	0.2291
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13837	0.10885	135.5695	135.3839	189.4825229	11508.45038	326.33842	311.84613	38.399653	739.98296	0.2322
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13837	0.10885	139.8061	133.7088	189.4886853	11508.45038	325.50136	311.03612	38.499654	749.59313	0.2352
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13837	0.10884	137.6855	138.7267	189.4825229	11507.81261	325.49077	311.01888	38.499654	759.16122	0.2382
0.000139	0.000111	0.03589	0.32633	0.13837	0.10884	137.6900	138.7191	189.4886853	11507.17484	323.81915	309.39437	38.699655	759.11915	0.2382
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13837	0.13602	144.0426	173.3606	189.4886853	14381.57690	355.15221	417.06971	38.999658	816.63796	0.1640
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13836	0.13601	139.8015	173.3510	189.4763606	14380.77969	356.04206	418.11870	38.899657	845.41361	0.1698
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13836	0.13602	137.6855	171.2671	189.4763606	14381.57690	356.95971	419.21959	38.799656	835.85297	0.1679
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13836	0.13601	137.6855	171.2577	189.4763606	14380.77969	356.04206	418.11870	38.899657	845.41361	0.1698
0.000139	0.000139	0.03589	0.40791	0.13837	0.13601	137.6900	175.4444	189.4825229	14380.77969	355.14066	417.04658	38.999658	835.80664	0.1679

18 mm, jarak ulir 10 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138379	0.0272036	122.8718	32.5843	189.4979288	3014.01050	226.64844	57.48670	39.19966	538.00539	2.8136
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138379	0.0272052	122.8718	31.7488	189.4979288	3014.17758	227.22811	57.63693	39.099659	547.64299	2.8639
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138383	0.0272021	127.1087	32.5825	189.5040912	3013.84342	225.50525	57.19172	39.399662	547.58227	2.8639
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138374	0.0272036	122.8678	32.5843	189.4917665	3014.01050	227.22072	57.63373	39.099659	538.00539	2.8136
0.000139	0.000028	0.03589	0.079938	0.138374	0.0272052	120.7513	32.5861	189.4917665	3014.17758	227.80335	57.78472	38.999658	547.64299	2.8639
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.13837	0.0544073	129.2167	67.6770	189.4856041	6028.02100	260.33822	128.40336	38.999658	634.07778	0.8290
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.13837	0.0544043	127.1005	67.6733	189.4856041	6027.68684	259.67238	128.06786	39.099659	643.64934	0.8416
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138379	0.0544043	131.3414	69.3481	189.4979288	6027.68684	258.36767	127.41610	39.299661	643.64934	0.8416
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138374	0.0544073	131.3372	67.6770	189.4917665	6028.02100	259.68083	128.07496	39.099659	653.29226	0.8541
0.000139	0.000056	0.03589	0.159876	0.138374	0.0544103	129.2209	66.8433	189.4917665	6028.35516	260.34669	128.41048	38.999658	634.11293	0.8290
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138365	0.0816155	137.6811	105.2841	189.4794417	9042.53274	294.38065	212.96946	38.799656	739.79842	0.4299
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138365	0.0816109	137.6811	105.2783	189.4794417	9042.03150	293.62387	212.41019	38.899657	730.15017	0.4243
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138374	0.0816109	139.8061	105.2783	189.4917665	9042.03150	292.14093	211.32368	39.099659	739.75741	0.4299
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138379	0.0816064	144.0426	107.7849	189.4979288	9041.53026	290.66363	210.23656	39.299661	749.32311	0.4354
0.000139	0.000083	0.03589	0.239815	0.138365	0.0816064	135.5651	107.7849	189.4794417	9041.53026	292.87098	211.85379	38.999658	739.7164	0.4299
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138365	0.1088085	144.0333	145.3803	189.4794417	12055.37367	325.4122	308.15097	38.999658	835.78347	0.2732
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138365	0.1088146	144.0333	143.7132	189.4794417	12056.04200	326.24875	308.96027	38.899657	845.43704	0.2763
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138361	0.1088085	144.0286	147.0554	189.4732794	12055.37367	326.23814	308.94314	38.899657	835.78347	0.2732
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138361	0.1088025	144.0286	148.7224	189.4732794	12054.70535	325.40161	308.13388	38.999658	845.34331	0.2763
0.000139	0.000111	0.03589	0.319753	0.138361	0.1088025	144.0286	145.3723	189.4732794	12054.70535	325.40161	308.13388	38.999658	845.34331	0.2763
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.138361	0.1360031	152.4960	185.8927	189.4732794	15068.38169	357.94178	417.26462	38.999658	922.1927	0.1929
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.138361	0.1360107	152.4960	181.7153	189.4732794	15069.21709	358.86195	418.36050	38.899657	931.85054	0.1949
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.138356	0.1360107	152.4910	183.8091	189.467117	15069.21709	359.77517	419.43877	38.799656	912.63712	0.1909
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.138361	0.1360031	154.6115	185.8927	189.4732794	15068.38169	357.94178	417.26462	38.999658	922.1927	0.1929
0.000139	0.000139	0.03589	0.399691	0.138361	0.1360107	152.4960	181.7153	189.4732794	15069.21709	358.86195	418.36050	38.899657	931.85054	0.1949

18 mm, jarak ulir 15 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	0.138377	0.0271969	131.3372	35.5056	189.4948476	3145.55928	231.60774	57.86078	39.599663	624.31477	3.3987
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	0.138386	0.0271969	137.6945	35.0869	189.5071724	3145.55928	230.45884	57.57002	39.799665	614.70992	3.3464
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	0.138381	0.0271954	133.4577	35.5037	189.50101	3145.38487	230.45135	57.56683	39.799665	653.09308	3.5556
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	0.138381	0.0271954	133.4577	35.9223	189.50101	3145.38487	230.45135	57.56683	39.799665	653.09308	3.5556
0.000139	0.000028	0.03589	0.07836	0.138386	0.0271969	135.5783	35.9243	189.5071724	3145.55928	230.45884	57.57002	39.799665	643.52445	3.5033
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	0.138372	0.0543907	135.5695	72.6781	189.4886853	6290.76974	262.48023	127.89568	39.599663	729.92756	0.9935
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	0.138372	0.0543907	135.5695	72.6781	189.4886853	6290.76974	262.48023	127.89568	39.599663	720.32325	0.9804
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	0.138377	0.0543937	139.8061	71.0073	189.4948476	6291.11857	262.48877	127.90278	39.599663	739.57288	1.0065
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	0.138377	0.0543937	139.8061	71.0073	189.4948476	6291.11857	262.48877	127.90278	39.599663	739.57288	1.0065
0.000139	0.000056	0.03589	0.156719	0.138372	0.0543907	135.5695	71.8407	189.4886853	6290.76974	262.48023	127.89568	39.599663	729.92756	0.9935
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	0.138377	0.0815996	146.1585	110.2855	189.4948476	9437.72435	294.85901	211.21606	39.399662	826.10806	0.4996
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	0.138377	0.0815951	148.2744	112.7920	189.4948476	9437.20110	294.11252	210.66965	39.499662	826.06226	0.4996
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	0.138372	0.0815906	146.1538	112.7857	189.4886853	9436.67785	294.10296	210.65796	39.499662	835.6213	0.5054
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	0.138368	0.0815906	141.9174	115.2985	189.4825229	9436.67785	294.83984	211.19264	39.399662	835.6213	0.5054
0.000139	0.000083	0.03589	0.235079	0.138377	0.0815951	148.2744	111.5356	189.4948476	9437.20110	294.11252	210.66965	39.499662	845.27301	0.5113
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	0.138372	0.1088116	154.6215	152.0813	189.4886853	12585.02780	328.38666	308.49316	39.099659	931.87637	0.3170
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	0.138363	0.1087995	152.4960	157.0906	189.4763606	12583.63247	328.3653	308.45894	39.099659	941.37895	0.3203
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	0.138363	0.1088055	152.4960	152.0729	189.4763606	12584.33013	329.20728	309.26703	38.999658	931.82471	0.3170
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	0.138372	0.1088055	154.6215	153.7483	189.4886853	12584.33013	327.54892	307.68911	39.19966	941.43115	0.3203
0.000139	0.000111	0.03589	0.313439	0.138372	0.1087995	154.6215	155.4151	189.4886853	12583.63247	326.71545	306.88915	39.299661	941.37895	0.3203
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	0.138368	0.1359994	163.0834	194.2582	189.4825229	15729.54058	358.73239	415.35726	39.19966	1047.0439	0.2280
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	0.138363	0.1359918	158.8474	202.6246	189.4763606	15728.66850	358.72073	415.33422	39.19966	1037.3805	0.2259
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	0.138359	0.1359843	156.7269	200.5191	189.4701982	15727.79642	358.70906	415.31119	39.19966	1027.7182	0.2238
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	0.138359	0.1360069	156.7269	196.3633	189.4701982	15730.41266	361.47551	418.58379	38.899657	1027.8891	0.2238
0.000139	0.000139	0.03589	0.391799	0.138363	0.1360069	156.7320	196.3633	189.4763606	15730.41266	360.56035	417.51048	38.999658	1037.4955	0.2259

18 mm, jarak ulir 20 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138374	0.0271976	144.0333	38.0182	189.4917665	3272.826855	238.94891	58.91190	39.499662	729.98827	4.1324
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.13837	0.0271991	144.0286	37.1826	189.4856041	3273.008324	240.15715	59.21500	39.299661	720.42311	4.0780
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.13837	0.0271976	141.9128	38.4371	189.4856041	3272.826855	239.5476	59.06143	39.399662	739.59338	4.1867
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.13837	0.0271991	141.9128	37.6015	189.4856041	3273.008324	240.15715	59.21500	39.299661	730.02875	4.1324
0.000139	0.000028	0.03589	0.076842	0.138365	0.0271991	141.9082	37.6015	189.4794417	3273.008324	240.76198	59.36606	39.19966	730.02875	4.1324
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138365	0.0543982	148.2599	77.7119	189.4794417	6546.016647	270.85722	130.60533	39.19966	816.47952	1.1554
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.13837	0.0543982	152.4960	78.5496	189.4856041	6546.016647	270.17679	130.27300	39.299661	835.6908	1.1826
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.13837	0.0543952	152.4960	80.2209	189.4856041	6545.653711	269.49105	129.93514	39.399662	845.24958	1.1962
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.138365	0.0544013	150.3755	77.7162	189.4794417	6546.379583	271.54996	130.94663	39.099659	826.13096	1.1690
0.000139	0.000056	0.03589	0.153685	0.13837	0.0544013	150.3804	78.5540	189.4856041	6546.379583	270.86603	130.61257	39.19966	826.13096	1.1690
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138365	0.0816064	154.6115	121.6016	189.4794417	9820.113779	302.49584	214.83765	38.999658	941.45724	0.5921
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138361	0.0816064	154.6064	122.8587	189.4732794	9820.113779	303.26362	215.38994	38.899657	922.24383	0.5800
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138365	0.0816019	156.7269	121.5949	189.4794417	9819.569375	301.72218	214.27630	39.099659	941.40505	0.5921
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138361	0.0815974	152.4910	124.1020	189.4732794	9819.024971	301.71237	214.26441	39.099659	941.35286	0.5921
0.000139	0.000083	0.03589	0.230527	0.138361	0.0816064	152.4910	121.6016	189.4732794	9820.113779	303.26362	215.38994	38.899657	931.85054	0.5860
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138356	0.1088085	158.8371	165.4785	189.467117	13093.48504	334.43889	311.92066	38.799656	1018.3109	0.3602
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138361	0.1088025	160.9575	165.4694	189.4732794	13092.75917	332.73461	310.30383	38.999658	1027.8606	0.3636
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138361	0.1088025	160.9575	167.1454	189.4732794	13092.75917	332.73461	310.30383	38.999658	1037.4668	0.3670
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138365	0.1088085	160.9628	165.4785	189.4794417	13093.48504	332.74543	310.32104	38.999658	1047.131	0.3704
0.000139	0.000111	0.03589	0.307369	0.138361	0.1088025	156.7269	165.4694	189.4732794	13092.75917	332.73461	310.30383	38.999658	1037.4668	0.3670
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138356	0.1360107	167.3030	215.2176	189.467117	16366.8563	364.84243	419.89319	38.799656	1104.7713	0.2501
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138352	0.1360107	165.1826	211.0269	189.4609547	16366.8563	365.77329	420.97821	38.699655	1114.378	0.2523
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138356	0.1360107	165.1879	213.1222	189.467117	16366.8563	364.84243	419.89319	38.799656	1104.7713	0.2501
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138356	0.1360182	167.3030	211.0386	189.467117	16367.76364	365.78519	421.00155	38.699655	1114.4397	0.2523
0.000139	0.000139	0.03589	0.384212	0.138356	0.1360107	169.4180	211.0269	189.467117	16366.8563	364.84243	419.89319	38.799656	1133.5914	0.2566

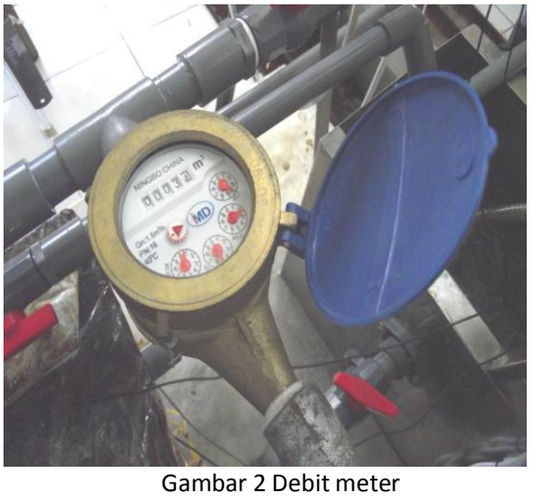
18 mm, jarak ulir 25 mm

Debit Aliran		Kecepatan Aliran		Laju Massa Aliran		Laju Perpin. Panas		Bilangan Reynold		Kof. Per.Tot		ΔTlmtd	ΔP	f
Qc (m^3/s)	Qh (m^3/s)	Vc (m/s)	Vh (m/s)	ṁc (kg/s)	ṁh (kg/s)	Qc (j/s)	Qh (j/s)	Re,c	Re,h	Uc (^0C)	Uh (^0C)	(ºC)	(N/m²)	
0.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138372	0.0272089	144.0333	39.7091	189.4886853	3396.587166	250.31348	61.01411	38.699655	816.77377	4.80246
0.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138377	0.0272074	148.2696	40.9642	189.4948476	3396.398914	249.03459	60.69704	38.899657	845.55421	4.97196
0.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138377	0.0272104	146.1538	39.2922	189.4948476	3396.775418	250.32162	61.01749	38.699655	826.42867	4.85896
0.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138377	0.0272104	148.2696	39.2922	189.4948476	3396.775418	250.32162	61.01749	38.699655	836.03831	4.91546
0.000139	0.000028	0.03589	0.075383	0.138372	0.0272119	144.0333	39.2943	189.4886853	3396.96367	251.61383	61.33787	38.499654	826.47447	4.85896
0.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138368	0.0544239	154.6115	81.9374	189.4825229	6793.927339	281.93863	134.70904	38.399653	912.96599	1.34186
0.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138368	0.0544209	154.6115	81.9329	189.4825229	6793.550836	281.20631	134.35169	38.499654	922.52503	1.35599
0.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138368	0.0544269	156.7269	80.2652	189.4825229	6794.303843	282.67478	135.06825	38.299652	922.62728	1.35599
0.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138368	0.0544239	156.7269	80.2608	189.4825229	6793.927339	281.93863	134.70904	38.399653	932.18632	1.37011
0.000139	0.000056	0.03589	0.150765	0.138368	0.0544239	154.6115	81.0991	189.4825229	6793.927339	281.93863	134.70904	38.399653	922.57615	1.35599
0.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138368	0.0816358	163.0781	126.6721	189.4825229	10190.89101	311.61639	219.63430	38.399653	1018.6778	0.66544
0.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138368	0.0816313	163.0781	129.1805	189.4825229	10190.32625	310.80698	219.05167	38.499654	1028.231	0.67172
0.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138368	0.0816358	160.9628	126.6721	189.4825229	10190.89101	311.61639	219.63430	38.399653	1009.0677	0.65916
0.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138359	0.0816358	156.7218	126.6721	189.4701982	10190.89101	313.22754	220.78424	38.199651	1037.8982	0.67799
0.000139	0.000083	0.03589	0.226148	0.138363	0.0816403	160.9575	126.6791	189.4763606	10191.45576	313.23773	220.79648	38.199651	1047.5664	0.68427
0.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138354	0.1088417	171.5274	172.2311	189.4640358	13587.10167	343.04758	317.91168	38.199651	1133.937	0.41668
0.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138354	0.1088478	171.5274	168.8868	189.4640358	13587.85468	343.94799	318.76378	38.09965	1133.9999	0.41668
0.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138359	0.1088417	173.6479	170.5543	189.4701982	13587.10167	342.16301	317.08161	38.299652	1133.937	0.41668
0.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138363	0.1088357	173.6535	173.8985	189.4763606	13586.34866	340.39657	315.41692	38.499654	1143.4833	0.42021
0.000139	0.000111	0.03589	0.30153	0.138354	0.1088357	152.4910	173.8985	189.4640358	13586.34866	342.15188	317.06403	38.299652	1124.2651	0.41315
0.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138354	0.136022	177.8774	221.5167	189.4640358	16980.11205	369.01372	422.30905	38.599655	1210.5457	0.28476
0.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.13835	0.1360295	177.8717	217.3371	189.4578735	16981.05331	370.92364	424.53216	38.399653	1220.2208	0.28702
0.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.13835	0.1360371	177.8717	215.2532	189.4578735	16981.99457	371.89212	425.66421	38.299652	1229.897	0.28928
0.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138359	0.1360295	182.1126	215.2414	189.4701982	16981.05331	369.02572	422.33247	38.599655	1239.4369	0.29154
0.000139	0.000139	0.03589	0.376913	0.138359	0.1360295	179.9980	215.2414	189.4701982	16981.05331	369.02572	422.33247	38.599655	1239.4369	0.29154

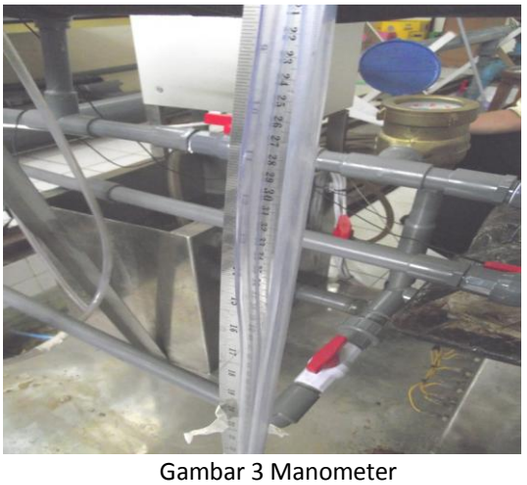
Lampiran. Gambar peralatan penelitian



Gambar 1 Set up peralatan penelitian



Gambar 2 Debit meter



Gambar 3 Manometer



Gambar 4 *Control panel* dan *display digital*