

**Evaluasi dan Hitung Ulang Kondensator *Pre Cooler Gas Compressor Unit* Pada
Industri Pengolahan Minyak**

SKRIPSI

Oleh :

Nama : Aulia Ramadhan

NPM : 173030090



**PROGRAM STUDI TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS PASUNDAN
BANDUNG
2021**

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Aulia Ramadhan

Nomor Pokok Mahasiswa: 173030090

Program Studi : Teknik Mesin FT UNPAS

Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Dalam Skripsi yang saya kerjakan ini tidak terdapat karya yang pernah diajukan/ditulis oleh orang lain untuk memperoleh gelar dari suatu perguruan tinggi.
2. Sepanjang pengetahuan saya, tidak dapat karya atau pendapat yang pernah ditulis dan diterbitkan oleh orang lain kecuali yang secara tertulis diacu/dikutip/disitasi dalam naskah ini dan disebutkan dalam referensi.
3. Naskah laporan skripsi yang ditulis bukan dilakukan secara *copy paste* dari karya orang lain dan mengganti kata yang tidak perlu.
4. Naskah Laporan Skripsi bukan hasil plagiarism

Apabila dikemudian hari terbukti bahwa pernyataan ini tidak benar maka saya sanggup menerima hukuman/sanksi sesuai peraturan yang berlaku.

Bandung, 24 September 2021

Penulis,

Materai

Aulia Ramadhan

SURAT PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI

Yang bertanda tangan di bawah ini, sebagai sivitas akademik Universitas Pasundan, saya:

Nama : Aulia Ramadhan

NPM : 173030090

Program Studi : Teknik Mesin FT UNPAS

Jenis Karya : Skripsi

Menyatakan bahwa untuk mendukung pengembangan ilmu pengetahuan dan teknologi, saya menyetujui memberikan kepada Universitas Pasundan Hak Bebas Royalti Noneksklusif atas karya ilmiah saya yang berjudul:

Evaluasi dan Hitung Ulang Kondensor *Pre Cooler Gas Compressor Unit* Pada Industri Pengolahan Minyak

Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Pasundan berhak menyimpan, mengalih media/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan Skripsi saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Bandung, 24 September 2021

Yang menyatakan,

Materai

Aulia Ramadhan

LEMBAR PENGESAHAN

Evaluasi dan Hitung Ulang Kondensor *Pre Cooler Gas Compressor Unit* Pada Industri Pengolahan Minyak



Nama : Aulia Ramadhan
NPM : 173030090

Pembimbing Utama

Dr. Ir. Bambang Ariantara, MT.

Pembimbing Pendamping

Dr. Ir. Muki Satya Permana, MT.

ABSTRAK

Pada penelitian ini dikaji sebuah Pre Cooler atau Kondensor pada Industri pengolahan minyak Kondensor berfungsi untuk mengkondensasi fluida gas agar bebas dari campuran fluida cair. Permasalahan yang dihadapi pada penelitian ini adalah Kondensor Pre Cooler pada unit kompresor gas tidak dapat bekerja secara optimal karena masih terdapat cairan pada gas outlet dan tidak dapat memenuhi dari duty operasional sebesar 585kW. Hal ini diakibatkan oleh adanya sebagian komponen utama alat tersebut yang telah mengalami modifikasi tidak sesuai standar TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Untuk mengatasi permasalahan tersebut maka dalam penelitian ini perlu dilakukan perhitungan desain ulang untuk mengevaluasi kondisi eksisting agar kembali pada kondisi standar. Dengan demikian maka akan didapatkan rancangan baru kondensor sesuai standar. Skripsi ini menggunakan metode Kern untuk melakukan desain ulang kondensor. Metode ini akan menghasilkan nilai overdesign dan spesifikasi keseluruhan dari kondensor. Hasil perhitungan ulang didapatkan spesifikasi kondensor dengan koefisien perpindahan kalor pada sisi tube (h_i) 633,46 W/m²°C, koefisien perpindahan kalor pada sisi shell (h_c) 1439,11 W/m²°C, Overall Heat Transfer tanpa Fouling (U_c) 400,39 W/m²°C, Overall Heat Transfer dengan Fouling (U_f) 235,65 W/m²°C, panjang tube 4877 mm, jumlah tube 537 tube, jarak baffle 975,4 mm dan diameter shell 894,53 mm. Overdesign desain ulang didapatkan nilai sebesar 70%. Hasil keseluruhan dari penelitian ini didapatkan spesifikasi keseluruhan yang lebih baik berdasarkan persentase perbandingan dengan kondisi eksisting.

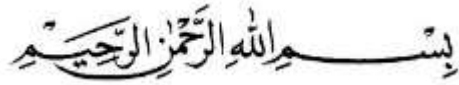
Kata kunci: Kondensor, Pre Cooler, Metode Kern, Overdesign, TEMA.

ABSTRACT

In this study, a Pre Cooler or Condenser was studied in the oil processing industry. Condensers function to condense gaseous fluids so that they are free from liquid fluid mixtures. The problem faced in this research is that the Pre Cooler Condenser in the gas compressor unit cannot work optimally because there is still liquid in the gas outlet and cannot fulfill the operational duty of 585kW. This is caused by the existence of some of the main components of the tool that have undergone modifications that are not in accordance with TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) standards. To overcome these problems, in this study it is necessary to do a redesign calculation to evaluate the existing conditions so that they return to standard conditions. Thus, a new condenser design will be obtained according to the standard. This thesis uses the Kern method to redesign the condenser. This method will result in an oversize value and overall specification of the condenser. The results of recalculation obtained condenser specifications with heat transfer coefficient on the tube side (h_i) 633,46 W/m²°C, heat transfer coefficient on the shell side (h_c) 1439,11 W/m²°C, Overall Heat Transfer without Fouling (U_c) 400,93 W/m²°C, Overall Heat Transfer with Fouling (U_f) 235,65 W/m²°C, tube length 4877 mm, tube number 537, baffle spacing 975.4 mm and shell diameter 894,53 mm. Oversize redesign obtained a value of 70%. The overall results of this study obtained better overall specifications based on the percentage comparison with the existing conditions.

Keywords: *Condenser, Pre Cooler, Kern Method, Oversize, TEMA.*

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr.Wb

Puji syukur kepada Allah SWT berkat Rahmat, Hidayah, dan Karunianya kepada kita semua sehingga penulis dapat menyelesaikan penelitian skripsi dengan judul “EVALUASI DAN HITUNG ULANG KONDENSOR *PRE COOLER GAS COMPRESSOR UNIT* PADA INDUSTRI PENGOLAHAN MINYAK”. Penelitian skripsi ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat kelulusan Sarjana Strata-1 Program Studi Teknik Mesin, Fakultas Teknik, Universitas Pasundan, Bandung.

Penulis menyadari dalam penyusunan skripsi ini tidak akan selesai dengan baik tanpa bantuan dari berbagai pihak-pihak yang mendukung. Karena itu pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Dr. Ir. Sugiharto, M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Mesin yang telah mendedikasikan diri untuk memimpin Program Studi Teknik Mesin guna menjadi Program Studi unggulan.
2. Dr. Ir. H. Bambang Ariantara, M.T. selaku dosen pembimbing utama yang telah meluangkan waktunya untuk membimbing dan memberi masukan kepada penulis dalam menyelesaikan penelitian skripsi ini.
3. Dr. Ir. Muki Satya Permana, M.T. selaku dosen pembimbing pendamping yang telah meluangkan waktunya untuk membimbing dan memberi masukan kepada penulis dalam menyelesaikan penelitian skripsi ini.
4. Bapak dan Ibu Dosen Program Studi Teknik Mesin Universitas Pasundan yang telah memberikan bekal ilmu pengetahuan kepada penulis selama penyelesaian studi.
5. Bapak Iwan Setiawan & Ibu Martha Fauzia selaku orang tua dari penulis yang telah memberikan segalanya kepada penulis, baik do'a, moril maupun material demi kelancaran dan keberhasilan penulis.
6. Semua rekan-rekan Teknik Mesin Angkatan 2017 yang telah memberikan bantuan dan semangat. Semoga Allah SWT membalas semua amal kebbaikannya.
7. Dan semua pihak-pihak yang telah banyak mendukung penulis untuk menyelesaikan skripsi ini, terima kasih banyak atas bantuannya.

Bandung, 24 September 2021

Penulis

DAFTAR ISI

SURAT PERNYATAAN	i
SURAT PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI	ii
LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	v
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR LAMPIRAN	xii
BAB I	1
1.1 Latar Belakang Masalah	1
1.2 Perumusan Masalah	2
1.3 Tujuan Penelitian	2
1.4 Batasan Masalah	2
1.5 Sistematika Penulisan	3
BAB II	4
2.1 Proses Pengolahan Minyak Bumi	4
2.1.1 Proses Pengolahan Pertama	4
2.1.2 Proses Pengolahan Lanjut	6
2.1.3 Proses <i>Treating</i>	7
2.1.4 Proses Pencampuran	7
2.2 Alat Penukar Kalor	7
2.3 Kondensor <i>Shell and Tube</i>	8
2.3.1 Pengertian Kondensor	8
2.3.2 Prinsip Kerja Kondensor	9
2.3.2.1 Surface Condenser	9
2.3.2.2 Direct Condenser	10
2.3.3 Komponen Kondensor <i>Shell and Tube</i>	11
2.4 Fouling	12

2.5	Perancangan Kondensor	13
BAB III		21
3.1	Identifikasi Masalah	22
3.2	Pengumpulan Data.....	22
3.3	Perhitungan dan Evaluasi Menggunakan Metode Kern.....	23
3.3.1	Menghitung duty dari kondensor	24
3.3.2	Asumsikan nilai koefisien perpindahan kalor	24
3.3.3	Menentukan jumlah laluan <i>shell</i> dan <i>tube</i> dan mencari LMTD	25
3.3.4	Menentukan trial area	26
3.3.5	Menentukan tipe <i>tube</i> , material dan <i>tube layout</i>	26
3.3.6	Menentukan kebutuhan jumlah <i>tube</i>	27
3.3.7	Menentukan diameter <i>shell</i>	27
3.3.8	Menentukan koefisien perpindahan kalor pada sisi <i>shell</i> dan <i>tube</i>	27
3.3.9	Menentukan koefisien perpindahan kalor keseluruhan.....	28
3.3.10	Menentukan <i>pressure drop</i> pada sisi <i>shell</i> dan <i>tube</i>	29
3.3.11	Menghitung Overdesign	30
3.3.12	Range Kondensasi	30
3.4	Desain Sesuai Kebutuhan.....	30
3.5	Analisis Hasil dan Pembahasan	30
3.6	Kesimpulan.....	31
3.7	Manfaat dan Relevansi Penelitian.....	31
BAB IV		32
4.1	Data Kondisi Aktual Kondensor <i>Pre Cooler</i>	32
4.1.1	Data Aktual <i>Tube</i>	32
4.1.2	Data Aktual <i>Shell</i>	32
4.2	Evaluasi Kinerja Kondensor <i>Pre Cooler</i>	33
4.2.1	Hasil Perhitungan Kinerja Kondensor <i>Pre Cooler</i> Pada Kondisi Aktual.....	33
4.3	Perhitungan Ulang Kondensor <i>Pre Cooler</i>	35
4.3.1	Komposisi Fluida Proses.....	35
4.3.1.1	Range Kondensasi	35
4.3.2	Mencari Properti Fluida Kerja dan Fluida Proses	37
4.3.3	Menghitung <i>Duty</i> dari Kondensor <i>Pre Cooler</i>	38

4.3.4	Mengasumsikan <i>Overall Heat Transfer Coefficient, U_o Assumed</i>	39
4.3.5	Menghitung LMTD	39
4.3.6	Menghitung Trial Area dan Luas Area Perpindahan Kalor	39
4.3.7	Menentukan Jumlah <i>Tube</i>	40
4.3.8	Menentukan Tipe <i>Tube, Material, Layout Tube</i>	40
4.3.9	Menghitung Diameter <i>Shell</i>	40
4.3.10	Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor <i>Shell</i>	40
4.3.11	Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor <i>tube</i>	41
4.3.12	Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor Menyeluruh	41
4.3.13	Menghitung <i>Overdesign</i>	42
4.3.14	Menghitung <i>Pressure Drop Shell</i>	42
4.3.15	Menghitung <i>Pressure Drop Tube</i>	42
4.3.16	Perhitungan Ulang ke-2	43
4.4	Hasil dan Perbandingan	44
4.4.1	Hasil Perhitungan Ulang	44
4.4.2	Perbandingan dengan Kondisi Aktual	46
4.5	Pembahasan	46
BAB V	48
5.1	Kesimpulan	48
5.2	Saran	48
DAFTAR PUSTAKA	49

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Alur Pemerosesan Gas Alam	4
Gambar 2.2 Alat Penukar Kalor	8
Gambar 2.3 Prinsip Kerja Kondensor	9
Gambar 2.4 <i>Surface Condenser</i>	10
Gambar 2.5 <i>Direct Condenser</i>	11
Gambar 2.6 Komponen Kondensor <i>Shell and Tube</i>	12
Gambar 2.7 <i>Fouling</i>	13
Gambar 2.8 Prosedur Perancangan <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	14
Gambar 2.9 Grafik Faktor Koreksi Temperatur	16
Gambar 2.10 <i>Tube Pattern</i>	16
Gambar 2.11 Tipe <i>Shell and Tube Exchanger</i>	19
Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian	22
Gambar 3.2 Diagram Alir Perhitungan.....	24
Gambar 3.3 <i>Tube Pattern</i>	27
Gambar 4.1 Uraian Proses Kondensor <i>Pre Cooler</i>	39
Gambar 4.2 Grafik Koefisien Perpindahan Kalor Menyeluruh	40
Gambar 4.3 Desain 3D Kondensor <i>Pre Cooler</i> Hasil Perhitungan Ulang	47

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Perkiraan Nilai Koefisien Menyeluruh	15
Tabel 2.2 Nilai Konstanta K_1 dan n_1	17
Tabel 2.3 Nilai Konstanta K_1 dan n_1	17
Tabel 2.4 Komposisi Gas Alam.....	17
Tabel 3.1 Perkiraan Nilai Koefisien Menyeluruh	25
Tabel 4.1 Data Aktual <i>Tube</i>	32
Tabel 4.2 Data Aktual <i>Shell</i>	26
Tabel 4.3 Properti Fluida Kerja	28
Tabel 4.4 Data Kondisi Aktual <i>Tube</i>	30
Tabel 4.5 Komposisi Fluida Proses.....	31
Tabel 4.6 Range Kondensasi Dengan Temperatur Antara <i>Dew Point</i> Dan <i>Bubble Point</i>	31
Tabel 4.7 Perbandingan Jumlah Fasa Gas Dan Fasa Cair	31
Tabel 4.8 Komposisi Fluida Proses Pada Sisi Inlet.....	31
Tabel 4.9 Komposisi Fluida Proses Pada sisi Outlet.....	31
Tabel 4.10 Data Kondisi Aktual <i>Shell</i>	32
Tabel 4.11 Hasil Perhitungan Iterasi	32
Tabel 4.12 Properti Fluida Proses	32
Tabel 4.13 Data Hasil Perhitungan <i>Tube</i>	45
Tabel 4.14 Data Hasil Perhitungan <i>Shell</i>	46
Tabel 4.15 Perbandingan Hasil Perhitungan Ulang dengan Kondisi Aktual	47

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A.1 Properti Fluida Proses (Gas Alam)	50
Lampiran A.2 Properti Fluida Kerja (Air Sungai).....	55
Lampiran B.1 Grafik <i>Overall Coefficient</i>	59
Lampiran B.2 <i>Tube Pattern</i>	59
Lampiran B.3 <i>Fouling Factor</i>	60
Lampiran B.4 Grafik <i>Shell Bundle Clearance</i>	62

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

Industri pengolahan minyak dan gas merupakan kompleks pabrik proses industri yang dirancang untuk melakukan proses pengolahan minyak bumi atau minyak mentah. Proses pengolahan minyak bumi merupakan proses pemisahan minyak bumi mentah menjadi produk-produk dengan komposisi yang lebih sederhana dan lebih bernilai jual. Proses pengolahan minyak bumi dikategorikan menjadi empat, yaitu proses pengolahan pertama, proses pengolahan lanjut, proses *treating*, dan proses pencampuran.

Lingkup umum dari penelitian ini terdapat pada proses pengolahan pertama yaitu proses pengolahan yang dilakukan dengan distilasi bertingkat menggunakan main fractionation sehingga didapatkan berbagai macam hasil berdasarkan perbedaan titik didihnya. Tingkatan distilasi pada main fractionation terdapat 3 macam yaitu fraksi atas, fraksi tengah, dan fraksi bawah. Fraksi atas menghasilkan Gas, fraksi tengah menghasilkan nafta/kerosin, fraksi bawah menghasilkan solar/residu. Lingkup utama dari penelitian ini terdapat pada unit kompresor gas fraksi atas, unit ini berfungsi untuk melakukan kompresi atau menaikkan tekanan dari gas yang dihasilkan oleh unit-unit distilasi. Di dalam unit ini terdapat alat-alat pendukung untuk berjalannya sebuah proses kompresi diantaranya adalah Kondensor *Pre Cooler*, *Compressor*, *Separator*.

Permasalahan yang dihadapi dari penelitian ini terdapat pada alat Kondensor *Pre Cooler*, alat tersebut tidak bisa bekerja secara optimal dimana fluida proses Gas Alam yang seharusnya terkondensasi menjadi tidak terkondensasi sepenuhnya (Masih terdapat cairan pada Gas). Akibat tidak optimalnya proses kondensasi pada Kondensor maka akan mempengaruhi proses kinerja unit kompresor gas.

Pada kondisi eksisting, outlet fluida proses masih terdapat cairan dan Kondensor tidak dapat memenuhi dari duty operasional yang dibutuhkan sebesar 585 kW, hal ini disebabkan banyak komponen kondensor yang sudah tidak sesuai dengan standarnya, ketidaksesuaian komponen ini diakibatkan oleh modifikasi pada kondensor, modifikasi ini berupa ditutupnya salah satu *inlet* dan *outlet* pada sisi *shell* yang seharusnya pada rancangan awal kondensor tipe A-H-S mempunyai 2 *inlet* dan *outlet*, selanjutnya modifikasi *baffle cut*, dan modifikasi dari *tubesheet*.

Untuk menyelesaikan permasalahan yang terjadi pada penelitian ini maka perlu dilakukan evaluasi dari kondisi eksisting kondensor dan perhitungan atau mendesain ulang dari alat tersebut. Perhitungan atau mendesain ulang kembali kondensor ini menggunakan metode *Kern* dengan acuan standar perancangan alat penukar kalor yaitu TEMA (*Tubular Exchanger Manufacture Association*), karena perancangan penukar kalor terdiri dari sejumlah parameter geometri dan operasi yang mana memenuhi kebutuhan kalor dengan batasan yang diberikan [1,2].

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang permasalahan yang telah dibahas sebelumnya, maka didapatkan perumusan masalah penelitian ini:

1. Bagaimana mengevaluasi Kondensor *Pre Cooler* pada kondisi eksisting yang masih terdapat cairan pada bagian outlet dan tidak dapat memenuhi dari *duty* operasional yang dibutuhkan?
2. Bagaimana menghitung atau mendesain ulang alat tersebut agar memenuhi dari *duty* yang dibutuhkan dari kondisi operasi?

1.3 Tujuan Penelitian

Berdasarkan perumusan masalah yang telah dijelaskan sebelumnya, maka tujuan penelitian ini:

1. Melakukan evaluasi dari Kondensor *Pre Cooler* pada kondisi eksisting yaitu berupa perhitungan nilai *Overdesign* dan penyesuaian antara komponen/*part* dari alat tersebut dengan standar.
2. Melakukan perhitungan ulang Kondensor *Pre Cooler* agar mendapatkan spesifikasi berupa (*Overdesign*, material, dan dimensi) yang sesuai dengan jumlah *duty* yang dibutuhkan dan penyesuaian dari komponen alat tersebut menurut standar.
3. Membuat gambar kerja Kondensor *Pre Cooler* dari spesifikasi yang telah dihasilkan melalui perhitungan ulang.

1.4 Batasan Masalah

Agar lingkup penelitian ini tidak meluas maka terdapat batasan masalah pada pembahasan ini yaitu:

1. *Duty* Kondensor diketahui yaitu sebesar 585 kW dari kondisi operasi.
2. Fluida Proses dari Kondensor *Pre cooler* yaitu Gas Alam.
3. Hasil dari Kondensor berupa pemisahan antara gas dan cairan yang terdapat pada fluida proses.
4. Tipe Kondensor *Pre cooler* yang dievaluasi adalah tipe kondensor *Shell and Tube* horizontal.
5. Hanya melakukan evaluasi dan perhitungan ulang Kondensor *Pre Cooler*.
6. Analisis Korosi pada kondensor diabaikan.
7. Luaran Skripsi ini berupa: desain Kondensor *Pre Cooler*, jenis *shell*, *tube*, *baffle*, material *tube*, *pressure drop*, *overdesign*.

1.5 Sistematika Penulisan

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini berisi tentang latar belakang, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, manfaat penelitian, sistematika penulisan.

BAB II STUDI LITERATUR

Bab ini berisi tentang ringkasan penelitian yang telah dilakukan oleh orang lain juga pengertian tentang pemrosesan Gas Alam dan kondensor serta perhitungan perancangannya.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Bab ini berisi tentang metode penelitian yang menunjang dari penelitian dengan adanya diagram alir penelitian dimulai dari pengumpulan data, analisis serta kesimpulan yang didapat dari penelitian.

BAB IV ANALISIS DAN DATA

Bab ini berisi mengenai analisis dari evaluasi dan perhitungan ulang yang telah diolah dari data spesifikasi dan data kondisi eksisting.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Bab ini berisi tentang kesimpulan dari hasil yang telah dilakukan melalui metode yang dirancang serta menyatakan pernyataan akhir dari uraian penjelasan serta saran-saran yang diberikan untuk pengembangan selanjutnya.

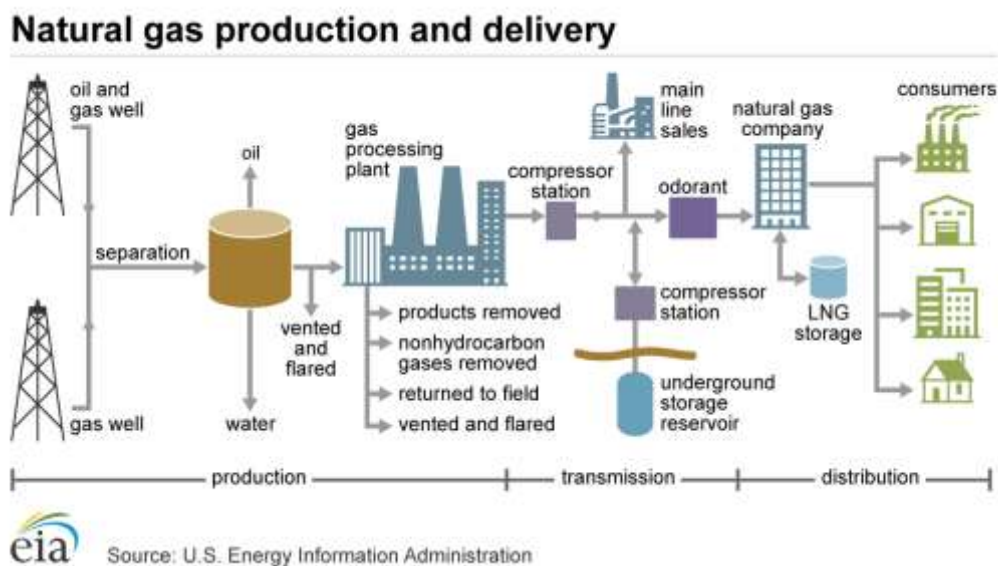
DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

BAB II STUDI LITERATUR

2.1 Proses Pengolahan Minyak Bumi

Proses pengolahan minyak bumi merupakan proses pemisahan minyak bumi mentah menjadi produk-produk dengan komposisi yang lebih sederhana dan lebih bernilai jual. Proses pengolahan minyak bumi dikategorikan menjadi empat, yaitu proses pengolahan pertama (*primary process*), proses pengolahan lanjut (*secondary process*), proses *treating*, dan proses pencampuran (*blending*).



Gambar 2.1 Alur Pemerosean Minyak Bumi
(Sumber: U.S Energy Information Administration, 2020)

2.1.1 Proses Pengolahan Pertama

Proses pengolahan pertama merupakan proses pengolahan minyak mentah untuk memisahkan fraksi-fraksinya berdasarkan sifat fisiknya. Primary process terbagi menjadi beberapa cara sebagai berikut;

I. Distilasi atau penyulingan

Proses penyulingan merupakan proses utama dalam industri perminyakan. Distilasi dilakukan dengan memanfaatkan perbedaan titik didih, yang terbagi menjadi tiga jenis sebagai berikut:

1) Distilasi atmosferik

Distilasi atmosferik bertujuan untuk memisahkan minyak mentah berdasarkan kemudahan menguapnya pada tekanan atmosferik. Produk yang mudah menguap disebut fraksi ringan, sedangkan produk yang sulit menguap disebut fraksi berat. Kondisi operasi distilasi minyak mentah sangat dibatasi oleh temperatur, karena

temperatur tinggi akan dapat menyebabkan perengkahan minyak membentuk kokas. Produk yang dapat diperoleh dari proses distilasi atmosferik adalah gas yang dapat digunakan sebagai bahan bakar kilang ataupun langsung dibuang ke flare, straight run, nafta, kerosin, Light Gas Oil (LGO) dan Heavy Gas Oil (HGO) yang merupakan komponen blending solar, dan residu yang dapat dipisahkan lebih lanjut pada distilasi vakum.

2) Distilasi vakum

Distilasi vakum memiliki prinsip dan tujuan yang sama dengan distilasi atmosferik, namun memiliki kondisi operasi yang berbeda. Pada distilasi vakum, operasi pemisahan dilakukan pada tekanan vakum yang berkisar antara 30-80 mmHg (absolut) atau lebih rendah. Dengan tekanan vakum, titik didih komponen dapat diturunkan sehingga residu dapat dipisahkan menjadi fraksifraksi yang lebih ringan tanpa mengalami perengkahan. Selain itu, distilasi vakum juga meningkatkan volatilitas relatif komponen sehingga semakin mudah dipisahkan dan semakin sedikit tahap yang digunakan untuk pemisahan antara overhead dan produk dasar. Produk yang dapat dihasilkan dari proses distilasi vakum antara lain Light Vacuum Gas Oil (LVGO), Heavy Vacuum Gas Oil (HVGO), dan short residue (vacuum residue).

3) Distilasi bertekanan

Distilasi ini berguna untuk memisahkan fraksi-fraksi ringan menjadi senyawa penyusunnya. Proses ini dilakukan dengan mencairkan fraksi hidrokarbon ringan terlebih dahulu dan kemudian didistilasi pada tekanan tertentu.

II. Absorpsi dan stripping

Absorpsi merupakan proses penyerapan gas dari suatu campuran gas-cair dengan menggunakan pelarut tertentu. Dalam pengolahan minyak bumi, proses ini bertujuan untuk membebaskan minyak bumi dari gas-gas atau uap yang tak dikehendaki. Proses ini didasarkan pada perbedaan daya kelarutan pada pemisahan fraksi yang memiliki fasa yang berbeda dengan pelarut. Stripping adalah proses pemisahan gas terlarut dalam suatu campuran gas-cair. Salah satu penerapan proses stripping dalam pengolahan minyak bumi adalah untuk menghilangkan gas CO₂ atau H₂S dalam minyak bumi dengan menggunakan larutan Benfield, MEA (monoetanol amin), atau DEA (dietanol amin).

III. Ekstraksi

Ekstraksi dengan pelarut merupakan salah satu proses yang tertua dalam pengilangan minyak bumi. Dalam proses ekstraksi, perbedaan kelarutan pada fraksi yang memiliki fasa yang sama dengan pelarut dimanfaatkan untuk memisahkan fraksi tersebut. Pada awalnya, ekstraksi digunakan untuk meningkatkan kualitas kerosin tetapi pada perkembangannya, ekstraksi lebih banyak digunakan untuk meningkatkan kualitas minyak pelumas. Ekstraksi juga dapat dilakukan untuk menghilangkan zat pengotor, seperti penghilangan COS, H₂S, dan CO₂ menggunakan DEA di Kilang Polipropilen.

IV. Kristalisasi

Kristalisasi merupakan proses pemisahan suatu campuran berdasarkan perbedaan titik leleh. Aplikasi kristalisasi adalah pada proses dewaxing minyak pelumas dan pembuatan

lilin (petroleum wax). Lilin adalah hidrokarbon yang memiliki fasa padat pada temperatur kamar dan memiliki titik leleh dalam rentang 90 F hingga 200 F. Lilin juga dapat larut pada hidrokarbon lain. Oleh karena sifat lilin yang larut dalam minyak mentah dan mendidih pada selang titik didih minyak pelumas, lilin tidak dapat dipisahkan dari minyak pelumas secara distilasi. Pemisahan lilin dari minyak pelumas memiliki tujuan untuk mencegah terjadinya kristalisasi minyak pelumas pada suhu kamar. Pada proses dewaxing, minyak diharapkan untuk mengkristalkan lilin, lalu disaring dan diendapkan untuk mendapatkan kristal lilin.

2.1.2 Proses Pengolahan Lanjut

Proses pengolahan lanjut merupakan kelanjutan dari proses pengolahan pertama yang bertujuan untuk memenuhi spesifikasi produk tertentu dengan menggunakan reaksi kimia. Reaksi kimia yang terdapat dalam secondary processing adalah sebagai berikut:

I. Dekomposisi molekul/ perengkahan (cracking)

Dekomposisi molekul bertujuan untuk mengubah fraksi-fraksi berat minyak menjadi bensin dan fraksi minyak ringan yang bernilai jual tinggi. Reaksi dekomposisi molekul terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

1) Thermal cracking

Thermal cracking adalah proses untuk mendapatkan nafta dari fraksi vakum gas oil atau residu. Seiring dengan perkembangan proses perengkahan, thermal cracking digantikan oleh catalytic cracking.

2) Hydrocracking

Hydrocracking adalah proses perengkahan menggunakan gas hidrogen. Reaksi utama proses hydrocracking adalah perengkahan zat-zat yang tidak dapat direngkahkan secara katalitik karena kandungan logam yang tinggi. Tekanan operasi bernilai sekitar 500-3000 psig dan temperatur operasi bernilai 500-900 F. Produk yang dihasilkan yaitu bensin, kerosin, pelumas, bahan baku petrokimia, dan lain-lain.

3) Catalytic cracking

Catalytic cracking adalah proses pemutusan rantai hidrokarbon dengan menggunakan bantuan katalis yang bertujuan untuk meningkatkan kualitas dan sifat-sifat produk dari unit fraksionasi. Proses ini mampu menghasilkan perolehan produk yang lebih besar dengan kebutuhan energi yang sama.

II. Pengubahan struktur molekul (reforming)

Tujuan utama proses reforming adalah untuk mengubah hidrokarbon menjadi hidrokarbon aromatik, sehingga bilangan oktan yang diperoleh lebih tinggi. Proses ini biasanya disebut catalytic reforming karena proses reforming dilakukan dengan menggunakan katalis dan pemanasan.

III. Penggabungan molekul

Proses pengolahan ini merupakan proses penggabungan dua produk fraksi ringan menjadi fraksi yang lebih besar. Proses ini dapat digunakan untuk mengolah gas-gas ringan

hasil perengkahan. Dua contoh proses penggabungan molekul adalah polimerisasi dan alkilasi. Polimerisasi dilakukan untuk penggabungan olefin menjadi bensin yang memiliki angka oktan tinggi, sehingga dapat digunakan sebagai komponen pencampuran. Alkilasi merupakan penambahan jumlah atom dalam molekul sehingga terbentuk molekul yang lebih panjang dan bercabang. Proses ini terjadi dengan menggunakan katalis asam kuat seperti H_2SO_4 , HCl , dan HF . Alkilasi dalam kilang minyak adalah alkilasi i-parafin oleh olefin agar produk parafin bercabang dengan angka oktan yang tinggi dapat diperoleh.

2.1.3 Proses Treating

Treating merupakan proses penghilangan sebagian atau seluruh senyawa-senyawa yang tidak diinginkan yang terdapat dalam minyak mentah, produk intermediet, dan produk akhir. Senyawa-senyawa tersebut dapat berupa unsur logam maupun non logam, senyawa organik asam naftenik, H_2S , $NaCl$, dan lain-lain. Pengotor-pengotor ini dapat mempengaruhi kualitas produk, menurunkan harga jual, dan dapat mengganggu operasi selanjutnya. Proses treating biasanya juga dilakukan untuk menghilangkan Sebagian hidrokarbon yang tidak diinginkan, sehingga kualitas produk dapat ditingkatkan.

2.1.4 Proses Pencampuran

Proses pencampuran dilakukan untuk meningkatkan kualitas produk olahan minyak bumi. Contoh proses pencampuran yang dilakukan adalah pada HOMO (High Octane Mogas Component) dengan nafta untuk menghasilkan bahan bakar premium dengan angka oktan sekitar 88.

2.2 Alat Penukar Kalor

Alat penukar kalor adalah suatu alat yang berfungsi sebagai pemanas maupun sebagai pendingin. Biasanya, medium pemanas dipakai uap lewat panas (*super heated steam*) dan air biasa sebagai air pendingin (*cooling water*). Penukar kalor dirancang sebisa mungkin agar perpindahan kalor antar fluida dapat berlangsung secara efisien. Pertukaran panas terjadi karena adanya kontak, baik antara fluida terdapat dinding yang memisahkannya maupun keduanya bercampur langsung begitu saja.

Perpindahan panas pada alat penukar kalor biasanya melibatkan konveksi masing-masing fluida dan konduksi sepanjang dinding yang memisahkan kedua fluida. Laju perpindahan panas antara kedua fluida pada alat penukar kalor bergantung pada besarnya perbedaan temperatur pada lokasi tersebut, dimana bervariasi sepanjang alat penukar kalor.

Berdasarkan kontak dengan fluida, alat penukar kalor tersebut dapat dibedakan menjadi dua macam, antara lain:

- a. Alat penukar kalor kontak langsung Pada alat ini fluida yang panas akan bercampur secara langsung dengan fluida dingin (tanpa adanya pemisah) dalam suatu bejana atau ruangan. Salah satu contohnya adalah deaerator.
- b. Alat penukar kalor kontak tak langsung Pada alat ini fluida panas tidak berhubungan langsung (*indirect contact*) dengan fluida dingin. Jadi proses perpindahan panasnya itu mempunyai media perantara, seperti pipa, plat, atau peralatan jenis lainnya. Salah satu contohnya adalah kondensor.

Berdasarkan tipe aliran di dalam alat penukar panas ini, ada 4 macam aliran yaitu :

1. *Counter current flow* (aliran berlawanan arah)
2. *Paralel flow/co current flow* (aliran searah)
3. *Cross flow* (aliran silang)
4. *Cross counter flow* (aliran silang berlawanan) [8]

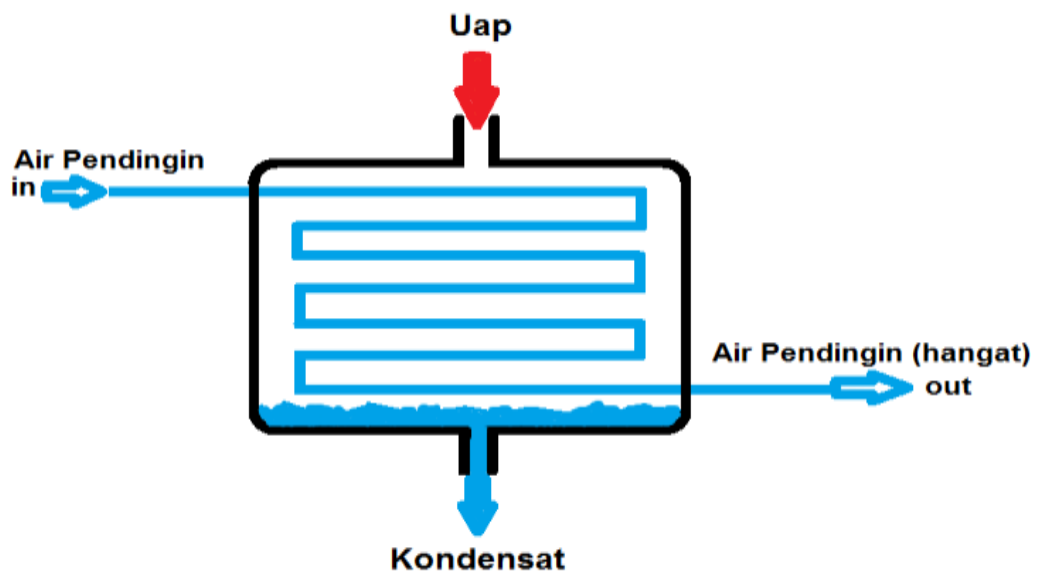


Gambar 2.2 Alat Penukar Kalor
(Sumber: Ekme, 2015)

2.3 Kondensor *Shell and Tube*

2.3.1 Pengertian Kondensor

Kondensor adalah suatu alat yang terdiri dari jaringan pipa dan digunakan untuk mengubah uap menjadi zat cair (air). dapat juga diartikan sebagai alat penukar kalor (panas) yang berfungsi untuk mengkondensasikan fluida. Dalam penggunaannya kondensor diletakkan diluar ruangan yang sedang didinginkan supaya kalor yang keluar saat pengoperasiannya dapat dibuang keluar sehingga tidak mengganggu proses pendinginan.



Gambar 2.3 Prinsip kerja kondensor
(Sumber: Reval, 2016)

2.3.2 Prinsip Kerja Kondensor

2.3.2.1 Surface Condenser

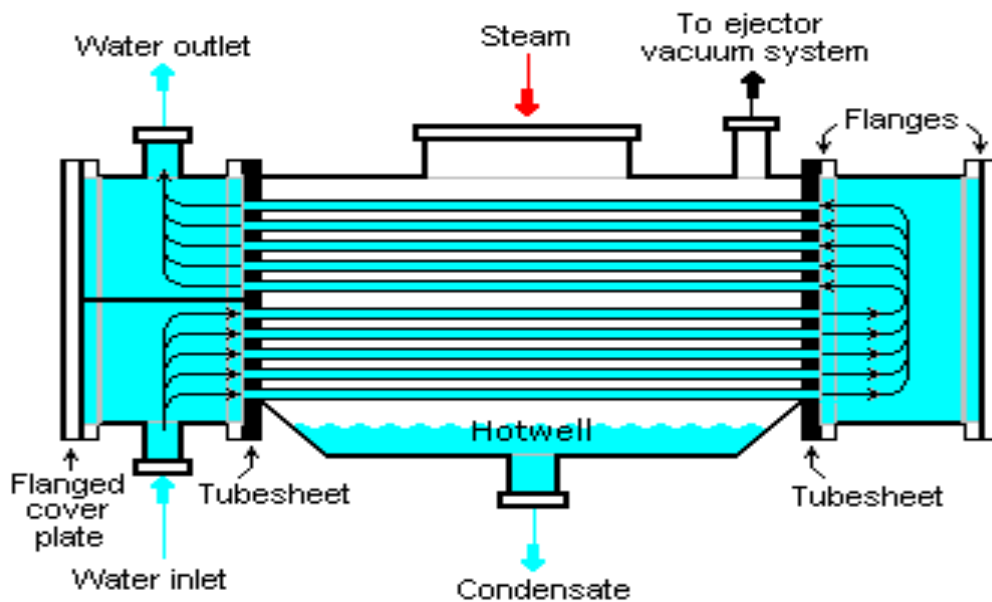
Cara kerja dari jenis alat ini ialah proses perubahan dilakukan dengan cara mengalirkan uap kedalam ruangan yang berisi susunan pipa dan uap tersebut akan memenuhi permukaan luar pipa sedangkan air yang berfungsi sebagai pendingin akan mengalir di dalam pipa (*tube side*), maka akan terjadi kontak antara keduanya dimana uap yang memiliki temperatur panas akan bersinggungan dengan air pendingin yang berfungsi untuk menyerap kalor dari uap tersebut, sehingga temperatur *steam* (uap) akan turun dan terkondensasi. *Surface condenser* terdiri dari dua jenis yang dibedakan oleh cara masuknya uap dan air pendingin, berikut jenis-jenisnya:

A. Type Horizontal Condenser

Pada tipe kondensor ini, air pendingin masuk melalui bagian bawah, kemudian masuk kedalam pipa (*tube*) dan akan keluar pada bagian atas, sedangkan uap akan masuk pada bagian tengah kondensor dan akan keluar sebagai kondensat pada bagian bawah.

B. Type Vertical Condenser

Pada jenis kondensor ini, tempat masuknya air pendingin melalui bagian bawah dan akan mengalir di dalam pipa selanjutnya akan keluar pada bagian atas kondensor, sedangkan uap akan masuk pada bagian atas dan air kondensat akan keluar pada bagian bawah.

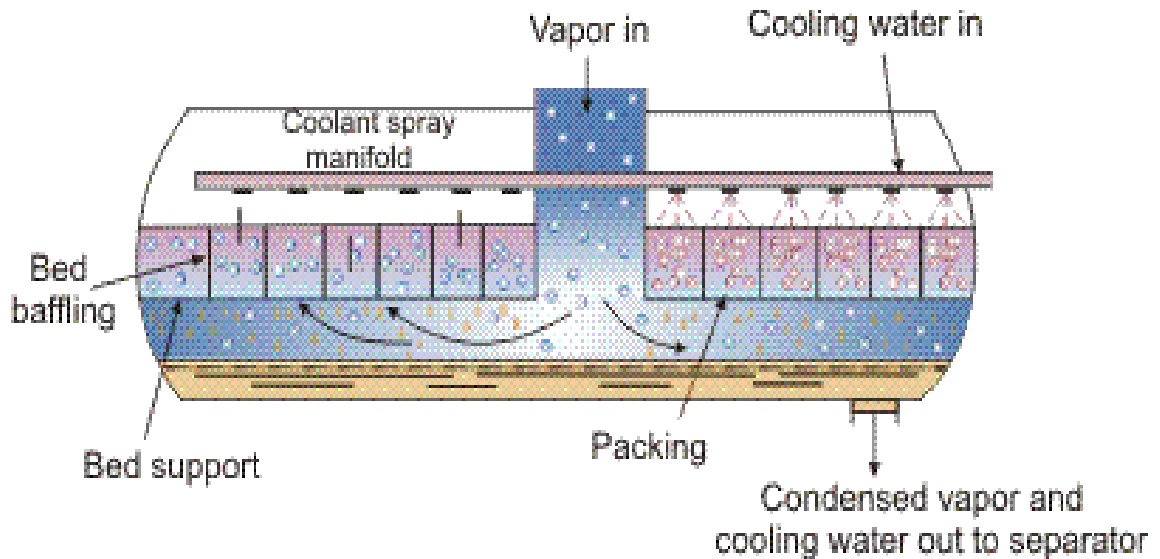


Gambar 2.4 *Surface Condenser*
(Sumber: Wikipedia,2012)

2.3.2.2 Direct Condenser

Cara kerja dari kondensator jenis ini yaitu proses kondensasi dilakukan dengan cara mencampurkan air pendingin dan uap secara langsung. Jenis dari kondensator ini disebut *spray condenser*, pada alat ini proses pencampuran dilakukan dengan menyemprotkan air pendingin ke arah uap. Sehingga uap akan menempel pada butiran-butiran air pendingin tersebut dan akan mengalami kontak temperatur, selanjutnya uap akan terkondensasi dan tercampur dengan air pendingin yang mendekati fasa jenuh (basah).

Perlu kita ketahui, bahwa setiap industri terkadang memiliki cara kerja pertukaran panas yang berbeda-beda, misalnya saja pada industri migas, fraksi yang panas akan mengalir melalui pipa sedangkan minyak mentah (dingin) akan mengalir diluar pipa. Hal ini dikarenakan fraksi yang mengalir di dalam pipa merupakan hasil yang telah diolah pada menara distilasi sehingga memiliki temperatur yang panas, panas dari fraksi inilah yang dimanfaatkan untuk memanaskan minyak mentah yang akan dimasukkan kedalam kolom distilasi.



Gambar 2.5 *Direct Condenser*
(Sumber: Jacobs, 1995)

2.3.3 Komponen Kondensor *Shell and Tube*

Kondensor yang digunakan adalah *shell and tube heat exchanger* (STHE). Komponen-komponen yang dapat mempengaruhi keluaran koefisien perpindahan kalor pada sisi *shell* dan *tube* pada kondensor yaitu *tube*, *baffle*, *shell*, *front heat*, *rear head*. Beberapa kriteria properti yang dipergunakan selama pengoperasian kondensor tipe STHE adalah tekanan dan temperature. Beberapa komponen utama kondensor *shell and tube* sebagai berikut [9]:

a. Tube

Tube adalah pemisah antara dua zat yang berada di dalam suatu alat. *Tube* berbentuk pipa silinder sebagai media mengalirnya fluida yang akan ditukar panasnya. Kumpulan dari beberapa *tube* diikat oleh *tube bundle*.

b. Shell

Selubung yang menyelimuti bagian dalam *heat exchanger* sebagai rumah dari *tube bundle*. *Shell* juga merupakan bagian yang menjadi tempat mengalirnya fluida kerja yang lain selain yang mengalir di dalam *tube*. Umumnya desain pada *shell* berbentuk silinder dengan penampang melingkar.

c. Baffle

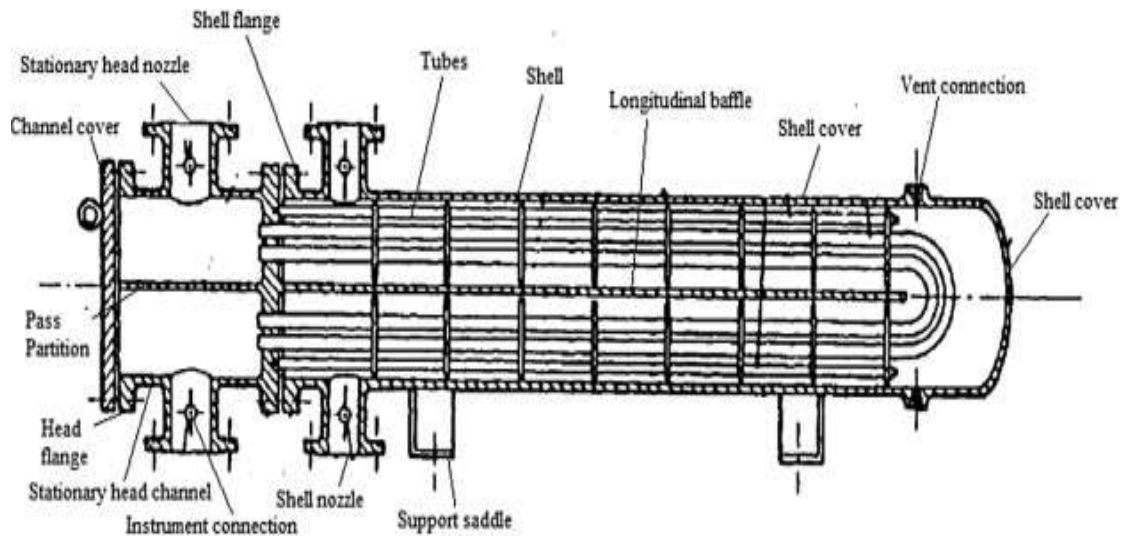
Shell diberikan *baffle* yang dipergunakan sebagai penghalang dengan bentuk yang sedemikian rupa salah satunya berbentuk *segmental baffle*, sehingga fluida masih dapat mengalir. *Baffle* berguna untuk memperpanjang aliran Fluida yang akan didinginkan atau dipanaskan sesuai dengan yang diinginkan harus berada pada sisi *shell* dengan durasi lebih lama.

d. Front Head and Rear Head

Front Head and Rear Head berfungsi sebagai tempat masuk dan keluar dari fluida yang berada disisi *tube*.

e. *Nozzle*

Nozzle pada *Heat Exchanger* merupakan titik dimana fluida masuk baik dari sisi *shell* maupun dari sisi *tube*. *Nozzle* pada inlet *heat exchanger* akan membuat aliran fluida yang masuk menjadi lebih merata, maka didapatkan efisiensi perpindahan kalor yang tinggi.



Gambar 2.6 Komponen Kondensor *Shell and Tube*

(Sumber: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2090447914000756>, 2020)

2.4 Fouling

Endapan bahan atau deposit yang tidak diinginkan pada permukaan perpindahan kalor adalah fenomena yang sangat umum dan dikenal sebagai *fouling*[3]. *Fouling* secara signifikan menurunkan kinerja termal penukar kalor dan juga meningkatkan penurunan tekanan pada unit. Efisiensi perpindahan kalor keseluruhan dalam kondensor berkurang dengan kenaikan *fouling*. *Fouling* mengurangi fraksinasi karena masukan kalor kondensor yang rendah dan penurunan reflus kolom yang lebih rendah. Sistem kondensor harus mengatasi akar masalah dari *fouling*.

Untuk memperhitungkan prosedur desain dan masalah operasional yang tidak dapat diandalkan, penukar kalor biasanya dirancang berlebihan (*Overdesign*) hingga 70 hingga 80%, di mana 30 hingga 50% dikaitkan dengan pengotoran. Penyempurnaan lebih lanjut dari prosedur desain penukar panas hanya akan dimungkinkan dalam hubungannya dengan metode yang lebih canggih untuk memasukkan efek pengotoran. Sementara pemasangan permukaan perpindahan panas berlebih dapat memperpanjang waktu operasi penukar panas, ini tidak memberikan solusi terhadap pengendapan kotoran [10]. Kualitas Alat Penukar Kalor yang dibuat dapat dilihat dari nilai efektivitas dan faktor pengotoran dari Alat Penukar Kalor yang direncanakan [7].

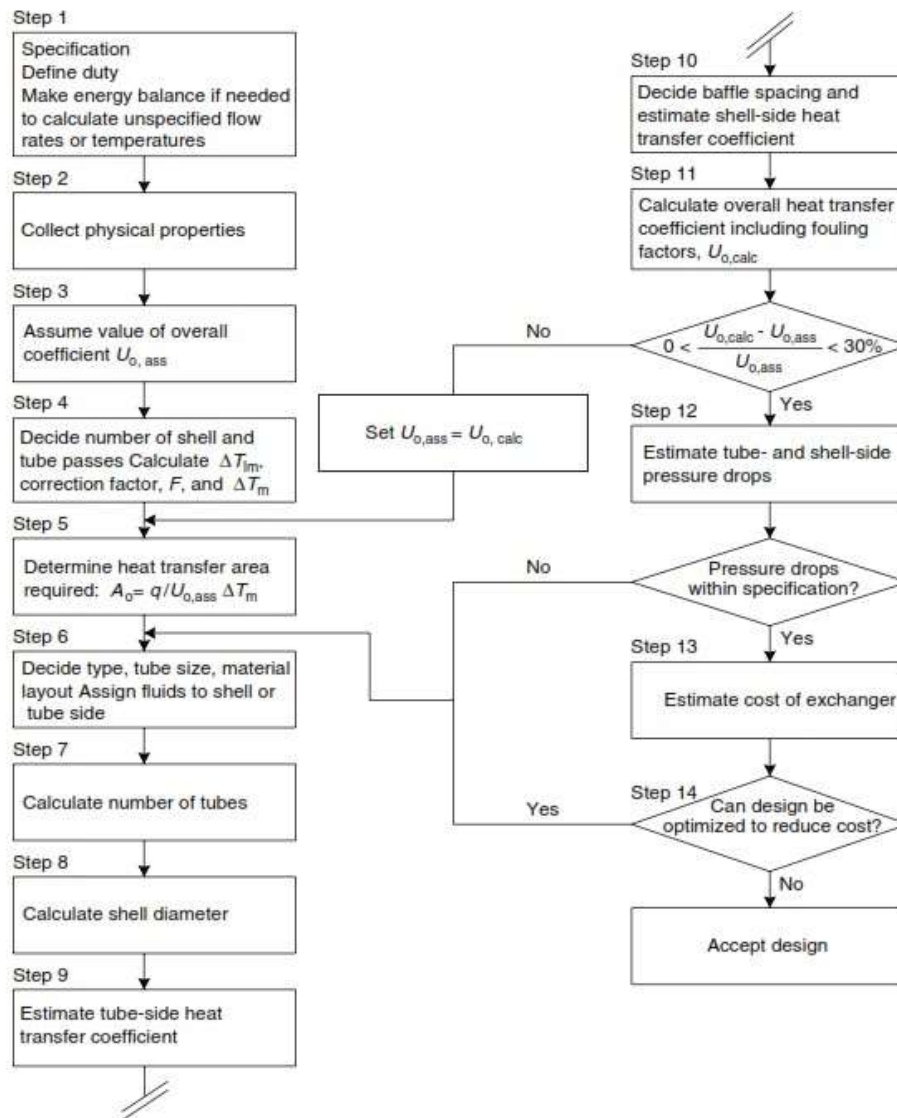


Gambar 2.7 *Fouling*

(Sumber: <https://www.tempro.it/blog/en/5909/fouling-in-heat-recovery-heat-exchangers/>, 2020)

2.5 Perancangan Kondensor

Kondensor yang dirancang adalah kondensor tipe *shell and tube*. Adapun langkah-langkah perancangannya adalah pada gambar sebagai berikut:



Gambar 2.8 Prosedur Perhitungan Desain *Shell and Tube Heat Exchanger*[11] (Sumber: R.K. Sinnott, *Chemical Engineering Design*, India: Elsevier, 2005.)

Langkah-langkah perancangan:

- Keseimbangan Energi

Persamaan umum perpindahan kalor :

$$Q = U A_o \times \Delta T_m \quad (2.1)$$

Perpindahan kalor juga dapat diperoleh dari persamaan :

$$Q = m_h \times Cp_h \times (Th_i - Th_o) \quad (2.2)$$

(untuk kalor laten)

$$Q = m_c \times Cp_c \times (Tc_o - Tc_i) \quad (2.3)$$

(untuk kalor sensibel)

- Tabel Perkiraan Koefisien Perpindahan Kalor Menyeluruh

Tabel 2.1 Perkiraan Nilai Koefisien Menyeluruh

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

- Perbedaan Temperatur Logaritmik (LMTD)

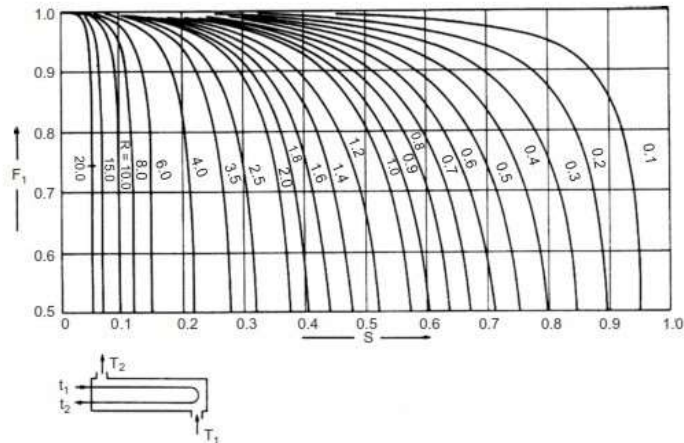
$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (2.4)$$

Faktor koreksi temperatur :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (2.4)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (2.5)$$

$$\Delta T_m = F_t \times \Delta T_{lm} \quad (2.6)$$

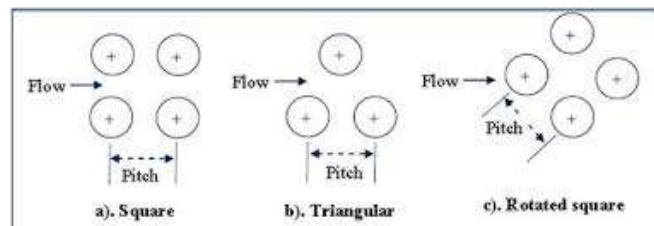


Gambar 2.9 Grafik Faktor Koreksi Temperatur
(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

- Dimensi dan Layout Shell and Tube

Susunan pipa dalam *shell and tube heat exchanger* terdiri dari 3 macam seperti ditunjukkan dalam gambar 9 yaitu :

1. Pola segitiga (*equilateral triangular*)
2. Pola bujur sangkar (*square*)
3. Pola bujur sangkar yang diputar (*rotated square pattern*)



Gambar 2.10 Tube Pattern
(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

Jumlah tube dapat dihitung dari persamaan :

$$N_t = \frac{A_o}{\pi d_o L} \quad (2.7)$$

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_t} \quad (2.8)$$

Nilai K_1 dan n_t ditentukan dari tabel 2.2

Tabel 2.2 Nilai Konstanta K1 dan n1

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

Diameter *shell* dihitung dari persamaan :

$$D_s = D_b + BDC \quad (2.9)$$

Pitch dapat dihitung dengan persamaan,

$$p_t = 1.25 d_o \quad (2.10)$$

- Persamaan Empirik Koefisien Perpindahan Kalor Menyeluruh

- Untuk *heat transfer coefficient* pada sisi *tube* (h_i)

$$N_t = \frac{m}{\rho} \times \frac{1}{A_i} \quad (2.11)$$

$$h_i = \frac{4200 (1.35 + 0.02t) u_t^{0.8}}{d_i^{0.2}} \quad (2.12)$$

- Untuk *heat transfer coefficient* pada sisi *shell* (h_o)

Densitas dari uap pada temperatur rata-rata

$$\Gamma_h = \frac{W_c}{LN_t} \quad (2.13)$$

$$N_r = \frac{2}{3} \quad (2.14)$$

$$h_c = 0.95 k_L \left[\frac{\rho_L (\rho_L - \rho_c) g}{\mu_L \Gamma_h} \right]^{1/3} N_r^{-1/6} \quad (2.15)$$

- Untuk *overall heat transfer coefficient*

Tabel 2.3 Koefisien Faktor Fouling

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)	Factor (resistance) (m ² °C/W)
River water	3000–12,000	0.0003–0.0001
Sea water	1000–3000	0.001–0.0003
Cooling water (towers)	3000–6000	0.0003–0.00017
Towns water (soft)	3000–5000	0.0003–0.0002
Towns water (hard)	1000–2000	0.001–0.0005
Steam condensate	1500–5000	0.00067–0.0002
Steam (oil free)	4000–10,000	0.0025–0.0001
Steam (oil traces)	2000–5000	0.0005–0.0002
Refrigerated brine	3000–5000	0.0003–0.0002
Air and industrial gases	5000–10,000	0.0002–0.0001
Flue gases	2000–5000	0.0005–0.0002
Organic vapours	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000–5000	0.0003–0.0002

(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

$$U_c = \left[\frac{D_o}{h_i D_i} + \frac{D_o \ln\left(\frac{D_o}{D_i}\right)}{h_i D_i} + \frac{1}{h_o} \right]^{-1} \quad (2.16)$$

$$U_d = \left[\frac{1}{U_c} + R_D \right]^{-1} \quad (2.17)$$

- *Pressure drop pada sisi shell*

$$A_s = \frac{(p_t - d_o) D_s l_B}{P_t} \quad (2.18)$$

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} \quad (2.19)$$

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{P_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} \quad (2.20)$$

(Untuk pola bujur sangkar)

$$R_e = \frac{G_s d_e}{\mu} \quad (2.21)$$

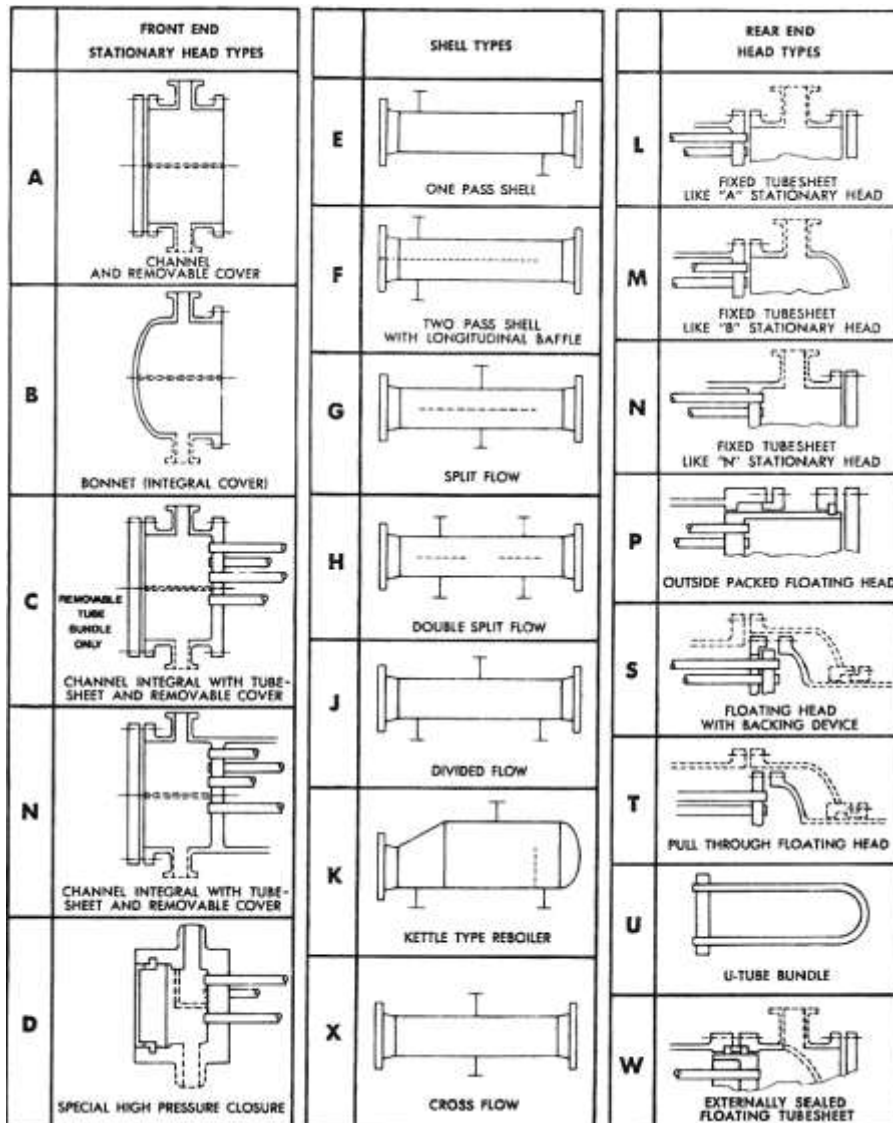
$$u_s = \frac{G_s}{\rho_c} \quad (2.22)$$

$$\Delta P_s = 8 j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \left(\frac{\rho u_s^2}{2} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (2.23)$$

- *Pressure drop pada sisi tube*

$$Re = \frac{u_f \rho d_i}{\mu} \quad (2.24)$$

$$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho u_t^w}{2} \quad (2.25)$$



Gambar

2.11 Tipe

Shell and Tube Exchanger
(Sumber: TEMA 9th Edition, 2007)

2.6 Gas Alam

Gas alam sering juga disebut sebagai gas Bumi atau gas rawa, adalah bahan bakar fosil berbentuk gas yang terutama terdiri dari metana (CH₄). Ia dapat ditemukan di ladang minyak, ladang gas Bumi dan juga tambang batu bara. Ketika gas yang kaya dengan metana diproduksi melalui pembusukan oleh bakteri anaerobik dari bahan-bahan organik selain dari

fosil, maka ia disebut biogas. Sumber biogas dapat ditemukan di rawa-rawa, tempat pembuangan akhir sampah, serta penampungan kotoran manusia dan hewan.

Komponen utama dalam gas alam adalah metana (CH_4), yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam juga mengandung molekul-molekul hidrokarbon yang lebih berat seperti etana (C_2H_6), propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}), selain juga gas-gas yang mengandung sulfur (belerang). Gas alam juga merupakan sumber utama untuk sumber gas helium.

Campuran organosulfur dan hidrogen sulfida adalah kontaminan (pengotor) utama dari gas yang harus dipisahkan. Gas dengan jumlah pengotor sulfur yang signifikan dinamakan *sour gas* dan sering disebut juga sebagai "acid gas (gas asam)". Gas alam yang telah diproses dan akan dijual bersifat tidak berasa dan tidak berbau. Akan tetapi, sebelum gas tersebut didistribusikan ke pengguna akhir, biasanya gas tersebut diberi bau dengan menambahkan *thiol*, agar dapat terdeteksi bila terjadi kebocoran gas. Gas alam yang telah diproses itu sendiri sebenarnya tidak berbahaya, akan tetapi gas alam tanpa proses dapat menyebabkan tercekiknya pernapasan karena ia dapat mengurangi kandungan oksigen di udara pada level yang dapat membahayakan.

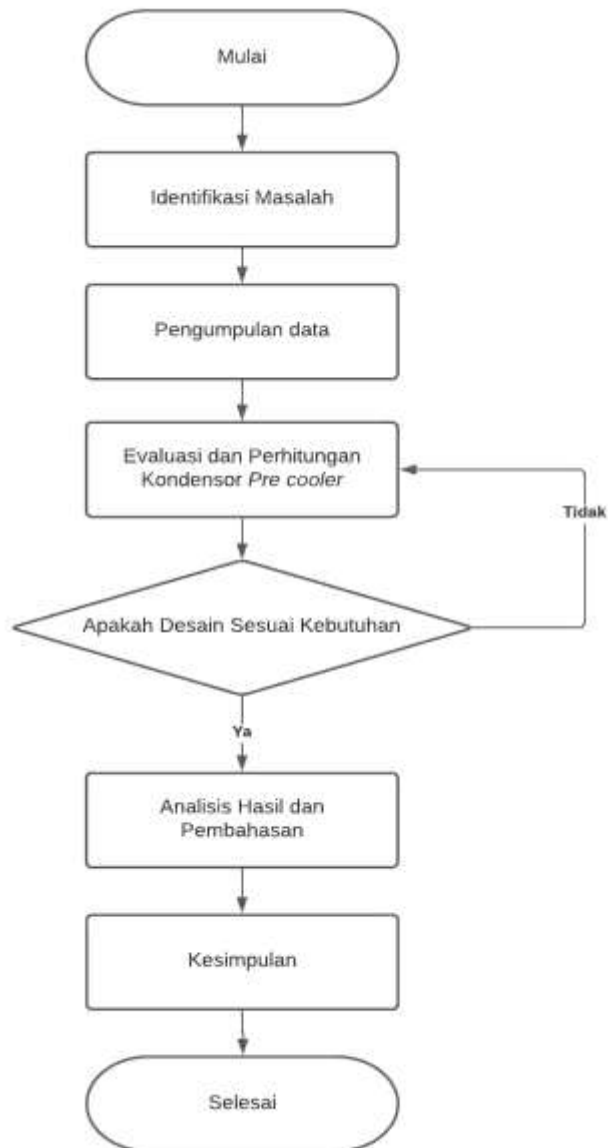
Tabel 2.4 Komposisi Gas Alam

Komponen	Mol wt (g/mol)	Vapour Pressure (80°C) (mmHg)	%
Metana (CH_4)	16,04	45600	81,65
Etana (C_2H_6)	30,07	45600	8,763
Propana (C_3H_8)	44,1	11000	5,097
Butana (C_4H_{10})	58,12	8000	3,79
n-Pentana (C_5H_{12})	72,15	2000	0,100
Heksana (C_6H_{14})	86,18	1100	0,043

(Sumber: Engineering Toolbox,2020)

BAB III METODOLOGI

Pada penelitian ini dirancang beberapa tahapan-tahapan yang digambarkan dengan beberapa tahapan yang digambarkan pada diagram alir dibawah ini. Tahapan tersebut adalah sebagai berikut:



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.1 Identifikasi Masalah

Pada tahapan ini merupakan langkah pertama dalam suatu penelitian. Identifikasi masalah berfungsi untuk memperoleh sejumlah permasalahan yang berhubungan dengan topik penelitian.

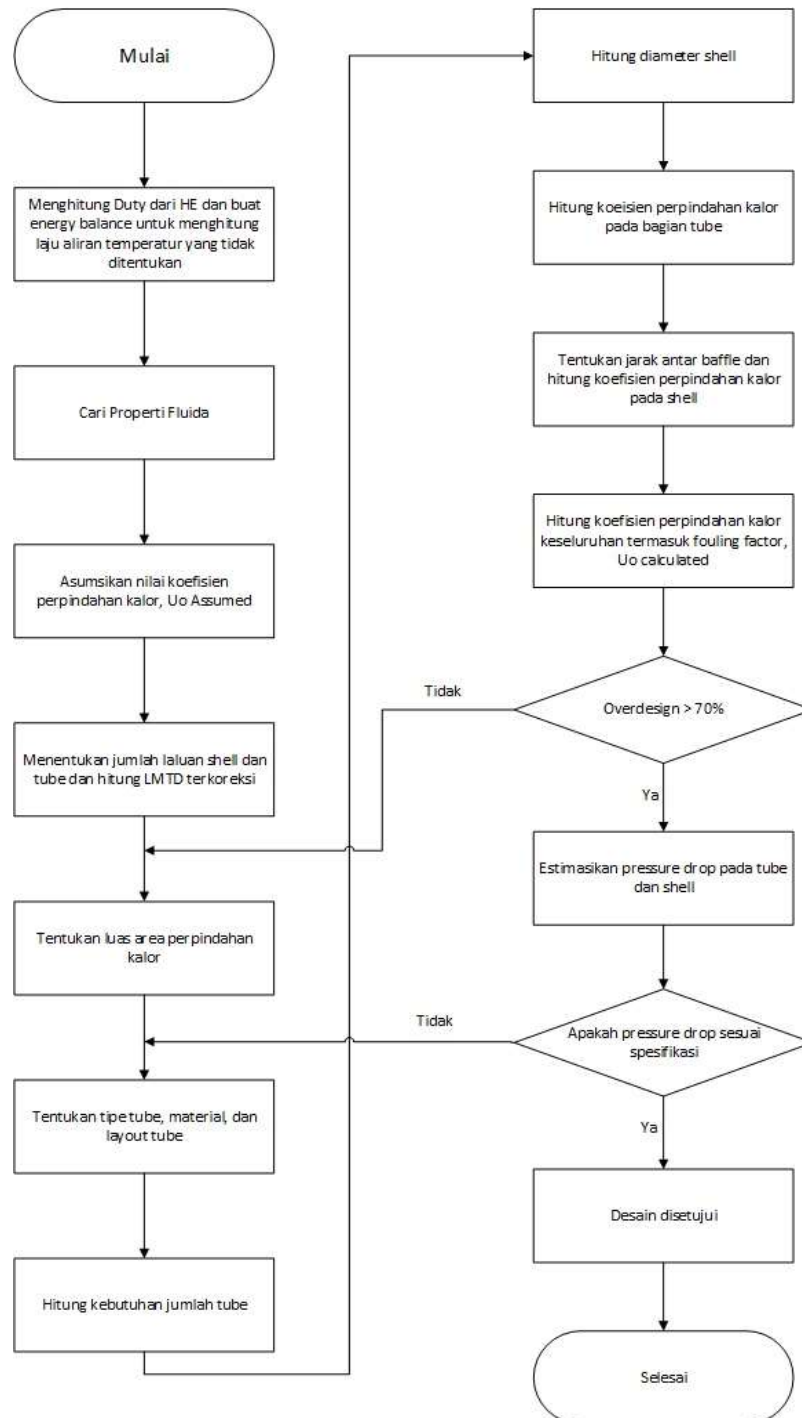
3.2 Pengumpulan Data

Pada tahapan ini merupakan langkah kedua dalam penelitian. Pengumpulan data dilakukan dengan mengumpulkan data desain dan data saat kondisi operasi atau eksisting pada kondensor. Berikut adalah data desain dan data saat kondisi operasi yang dibutuhkan dalam penelitian:

- a. Data desain
 - Diameter *shell*
 - Jumlah *tube*
 - Jarak *baffle*
 - Material *shell* dan *tube*
 - Tipe Kondensor
- b. Data properti fluida pada sisi *shell* dan *tube* kondensor
 - Jenis fluida proses dan kerja
 - Densitas fluida pada sisi *shell* dan *tube*
 - Viskositas fluida pada sisi *shell* dan *tube*
 - Panas spesifik fluida pada sisi *shell* dan *tube*
 - Entalpi fluida pada sisi *shell* dan *tube*
 - Konduktivitas termal fluida pada sisi *shell* dan *tube*
- c. Data pada saat kondisi operasi
 - Laju aliran massa
 - Temperatur masuk dan keluar
 - Tekanan masuk dan keluar

3.3 Perhitungan dan Evaluasi Menggunakan Metode Kern

Pada tahapan ini merupakan tahapan dimana untuk mengevaluasi dan perhitungan dari kondensor, ada pun diagram alirnya sebagai berikut:



Gambar 3.2 Diagram Alir Perhitungan

3.3.1 Menghitung duty dari kondensor

- Persamaan umum perpindahan kalor:

$$Q = Q_{Sensible(vapour)} + Q_{Latent} + Q_{Sensible(liquid)} \quad (3.1)$$

- Perpindahan kalor juga dapat diperoleh dari persamaan :

$$Q_{Latent} = m_h \times (\Delta h_{vap}) \quad (3.2)$$

(untuk kalor laten)

$$Q_{Sensible(Vapour)} = m_h \times (h_i - h_o) \quad (3.3)$$

(untuk kalor sensible Gas)

$$Q_{Sensible(Liquid)} = m_h \times (h_i - h_o) \quad (3.4)$$

(untuk kalor sensible kondensat)

3.3.2 Asumsikan nilai koefisien perpindahan kalor

Untuk mendapatkan nilai koefisien perpindahan kalor asumsi, maka kita harus mengasumsikan nilai koefisien perpindahan kalor dari fluida yang terdapat pada alat penukar kalor. Nilai koefisien perpindahan kalor asumsi didapat dari tabel koefisien menyeluruh.

- Tabel Perkiraan Koefisien Perpindahan Kalor Menyeluruh

Tabel 3.1 Perkiraan Nilai Koefisien Menyeluruh

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

3.3.3 Menentukan jumlah laluan *shell* dan *tube* dan mencari LMTD

- Perbedaan Temperatur Logaritmik (LMTD)

$$LMTD = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (3.5)$$

- Faktor koreksi temperatur :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (3.6)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (3.7)$$

$$\Delta T_m = F_t \times \Delta T_{lm} \quad (3.8)$$

Dimana,

T_{ho} = Temperatur fluida proses outlet °C

T_{hi} = Temperatur fluida proses inlet °C

T_{co} = Temperatur fluida kerja outlet °C

T_{ci} = Temperatur fluida kerja inlet °C

3.3.4 Menentukan trial area

- Untuk trial area

$$trial\ area = \frac{Q}{U_{o,Ass} \times \Delta T_m} \quad (3.9)$$

A = Luas area perpindahan kalor (m^2)

Q = Duty/laju perpindahan kalor (Watt)

$U_{o, Ass}$ = Overall Heat Transfer Coefficient asumsi ($W/m^2\text{°C}$)

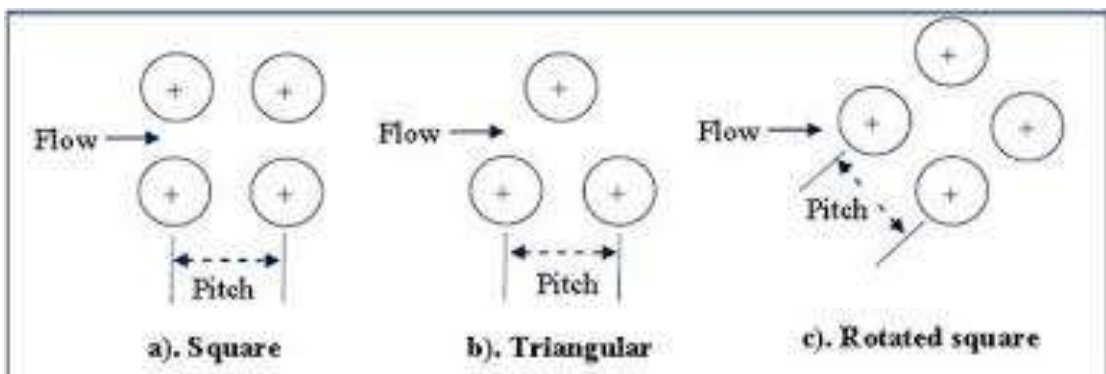
3.3.5 Menentukan tipe tube, material dan tube layout

Untuk menentukan material *tube* harus sangat dipertimbangkan karena bagian ini sangat berpengaruh terhadap sebuah alat penukar kalor, pemilihan *tube* harus yang mempunyai konduktivitas termal sebesar mungkin dan tahan dari korosi maupun *fouling* yang diakibatkan oleh fluida itu sendiri.

Dan adapun untuk *tube layout* sebagai berikut:

Susunan pipa dalam *shell and tube heat exchanger* terdiri dari 3 macam seperti ditunjukkan dalam gambar 3.2 yaitu :

1. Pola segitiga (*equilateral triangular*)
2. Pola bujur sangkar (*square*)
3. Pola bujur sangkar yang diputar (*rotated square pattern*)



Gambar 3.3 Tube Pattern

(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

3.3.6 Menentukan kebutuhan jumlah *tube*

- Jumlah *tube* dapat dihitung dari persamaan

$$N_t = \frac{\text{Total area}}{A} \quad (3.10)$$

dimana,

N_t = Jumlah *tube* (*tube*)

A = Luas area perpindahan kalor (m^2)

Surface area = Area permukaan perpindahan kalor *tube* (m^2)

3.3.7 Menentukan diameter *shell*

- Diameter *shell* dihitung dari persamaan :

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_t} \quad (3.11)$$

$$D_s = D_b + BDC \quad (3.12)$$

- Pitch dapat dihitung dengan persamaan,

$$p_t = 1.25 d_o \quad (3.13)$$

dimana,

D_b = Diameter *bundle tube* (mm)

N_t = Jumlah *tube* (*tube*)

OD = Diameter luar *tube* (mm)

P_t = *Tube pitch* (mm)

N_r = Jumlah rata-rata *tube* pada satu jajaran vertikal

D_s = Diameter dalam *shell* (mm)

3.3.8 Menentukan koefisien perpindahan kalor pada sisi *shell* dan *tube*

- Untuk *heat transfer coefficient* pada sisi *tube* (h_i) fluida kerja air

$$N_t = \frac{m}{\rho} \times \frac{1}{A_i} \quad (3.14)$$

$$h_i = \frac{4200 (1.35 + 0.02t) u_t^{0.8}}{d_i^{0.2}} \quad (3.15)$$

dimana,

A_t = *Cross flow area tube* (m^2)

N_t = Jumlah *tube* (*tube*)

ID = Diameter luar *tube* (mm)

\dot{m}_c = Laju aliran massa pada sisi *tube* (kg/s)

ρ_c = Densitas air (kg/m^3)

t = Temperatur air ($^{\circ}\text{C}$)

v = Kecepatan aliran fluida pada *tube* (m/s)

h_i = Koefisien perpindahan kalor pada sisi *tube* ($\text{W}/\text{m}^2\text{C}$)

- Untuk *heat transfer coefficient* pada sisi *shell* (h_o) fluida proses hidrokarbon
Densitas dari hidrokarbon pada temperatur rata-rata

$$\Gamma_h = \frac{W_c}{LN_t} \quad (3.16)$$

$$N_r = \frac{2}{3} \quad (3.17)$$

$$h_c = 0.95k_L \left[\frac{\rho_L(\rho_L - \rho_c)g}{\mu_L \Gamma_h} \right]^{1/3} N_r^{-1/6} \quad (3.18)$$

dimana,

T_w = Temperatur pada dinding *tube* (°C)

T_{mL} = Temperatur mean kondensat (°C)

N_t = Jumlah *tube* (*tube*)

L = Panjang *tube* (mm)

\dot{m}_h = Laju aliran massa pada sisi *shell* (kg/s)

ρ_L = Densitas kondensat (kg/m³)

k_L = Konduktivitas termal kondensat (W/m°C)

μ_L = Viskositas kondensat (mNs/m²)

ρ_v = Densitas gas (kg/m³)

N_r = Jumlah rata-rata *tube* pada satu jajaran vertikal

W_c = Laju aliran massa pada sisi *tube* (kg/s)

Γ_h = Laju aliran kondensat per panjang *tube* (kg/ms)

h_c = Koefisien perpindahan kalor pada sisi *shell* (W/m²°C)

3.3.9 Menentukan koefisien perpindahan kalor keseluruhan

- Untuk *overall heat transfer coefficient*

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_c} + \frac{OD \ln\left(\frac{OD}{ID}\right)}{kw} + \frac{OD}{ID} \times \frac{1}{h_i} \quad (3.19)$$

$$\frac{1}{U_f} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{OD \ln\left(\frac{OD}{ID}\right)}{2 \times kw} + \frac{OD}{ID} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{OD}{ID} \times \frac{1}{h_i} \quad (3.20)$$

Dimana,

ID = Diameter dalam *tube* (mm)

OD = Diameter luar *tube* (mm)

k_w = Konduktivitas termal *tube* (W/m°C)

h_{od} = *Fouling factor* pada *outside tube* (W/m²°C)

h_{id} = *Fouling factor* pada *inside tube* (W/m²°C)

h_c = Koefisien perpindahan kalor pada sisi *shell* (W/m²°C)

h_i = Koefisien perpindahan kalor pada sisi *tube* (W/m²°C)

U_c = Koefisien perpindahan kalor menyeluruh tanpa *fouling* (W/m²°C)

U_f = Koefisien perpindahan kalor menyeluruh dengan fouling ($W/m^2\text{°C}$)

3.3.10 Menentukan *pressure drop* pada sisi *shell* dan *tube*

- *Pressure drop* pada sisi *shell*

$$A_s = \frac{(p_t - d_o) D_s l_B}{P_t} \quad (3.21)$$

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} \quad (3.22)$$

$$d_e = \frac{4 \left(\frac{P_t^2 - \pi d_o^2}{4} \right)}{\pi d_o} \quad (3.23)$$

(Untuk pola bujur sangkar)

$$R_e = \frac{G_s d_e}{\mu} \quad (3.24)$$

$$u_s = \frac{G_s}{\rho_c} \quad (3.25)$$

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \left(\frac{\rho u_s^2}{2} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (3.26)$$

dimana,

- A_s = *Cross flow area shell* (m^2)
- D_s = Diameter dalam *shell* (mm)
- l_B = Jarak antar *baffle* (mm)
- P_t = *Tube pitch* (mm)
- G_s = Kecepatan massa pada sisi *shell* (kg/sm^2)
- \dot{m}_h = Laju aliran massa pada sisi *shell* (kg/s)
- d_e = Diameter ekuivalen tube (mm)
- R_e = Bilangan *Reynold*
- μ_v = Viskositas gas (nNs/m^2)
- OD = Diameter dalam *tube* (mm)
- ρ_v = Densitas air (kg/m^3)
- L = Panjang *tube* (m)
- u_s = Kecepatan aliran fluida pada *tube* (m/s)
- ΔP_s = *Pressure drop* pada sisi *shell* (N/m^2)

- *Pressure drop* pada sisi *tube*

$$Re = \frac{u_f \rho d_i}{\mu} \quad (3.27)$$

$$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2.5 \right] \frac{\rho u_t^w}{2} \quad (3.28)$$

dimana,

- R_e = Bilangan *Reynold*
- μ_c = Viskositas air (*tube*)

ID	= Diameter dalam <i>tube</i> (mm)
\dot{m}_c	= Laju aliran massa pada sisi <i>tube</i> (kg/s)
ρ_c	= Densitas air (kg/m ³)
L	= Panjang <i>tube</i> (m)
v	= Kecepatan aliran fluida pada <i>tube</i> (m/s)
ΔP_t	= <i>Pressure drop</i> pada sisi <i>tube</i> (N/m ²)

3.3.11 Menghitung Overdesign

$$Overdesign = \frac{U_c}{U_f} \quad (3.29)$$

dimana,

U_c = Koefisien perpindahan kalor menyeluruh tanpa fouling (W/m²°C)

U_f = Koefisien perpindahan kalor menyeluruh dengan fouling (W/m²°C)

3.3.12 Range Kondensasi

- Berikut adalah persamaan untuk mencari range kondensasi dari gas:

$$V_1 = K_1 L_1 \quad (3.30)$$

$$L_1 = \frac{K_1}{V_1} \quad (3.31)$$

$$Y_1 = L_1 + V_1 \quad (3.32)$$

$$L_c = \frac{Y_1}{1 + V_1 \left(\frac{V}{L}\right)} \quad (3.33)$$

Dimana,

V_1 = Jumlah nomor komponen mol pada fasa gas (mol/hr)

L_1 = Jumlah nomor komponen mol pada fasa cair (mol/hr)

K_1 = Relative Volatilities

L_c = Jumlah nomor komponen mol pada fasa cair (mol/hr)

3.4 Desain Sesuai Kebutuhan

Pada tahapan ini merupakan tahapan yang sangat penting karena akan mempengaruhi hasil dari penelitian ini. Untuk memperhitungkan prosedur desain dan masalah operasional yang tidak dapat diandalkan, penukar kalor biasanya dirancang berlebihan (*Overdesign*) hingga 70 hingga 80%, di mana 30 hingga 50% dikaitkan dengan pengotoran. Penyempurnaan lebih lanjut dari prosedur desain penukar panas hanya akan dimungkinkan dalam hubungannya dengan metode yang lebih canggih untuk memasukkan efek pengotoran. Sementara pemasangan permukaan perpindahan panas berlebih dapat memperpanjang waktu operasi penukar panas, ini tidak memberikan solusi terhadap pengendapan kotoran [10].

3.5 Analisis Hasil dan Pembahasan

Pada tahapan ini merupakan tahapan yang akan menganalisis hasil dari perhitungan dan evaluasi dalam penelitian, dan juga ada pembahasan mengenai hasil dari perhitungan dan evaluasi.

3.6 Kesimpulan

Pada tahapan ini merupakan tahapan yang akan memberikan kesimpulan dari hasil penelitian skripsi ini.

3.7 Manfaat dan Relevansi Penelitian

Adapun manfaat dan relevansi yang dapat diambil dari penelitian ini adalah:

1. Dapat mengetahui kelayakan operasi Kondensor tipe *Shell and Tube*.
2. Hasil penelitian ini diharapkan dapat menjadi referensi dari perancangan Kondensor tipe *Shell and Tube*.
3. Hasil penelitian ini sebagai solusi permasalahan kondensor pada sebuah industri pengolahan minyak dan juga industri lain yang menggunakan tipe alat penukar kalor yang sama.

BAB IV ANALISIS DAN DATA

Pada bab berikut akan dijabarkan evaluasi dan langkah-langkah perhitungan ulang serta pembahasan mengenai laju perpindahan kalor pada kondensor. Data yang didapatkan berasal dari data spesifikasi pada kondensor *pre cooler* dan data aktual yang terjadi pada saat pengoperasian kondensor. Untuk data spesifikasi, didapat dari *datasheet* yang tersedia pada kondensor *pre cooler*. Sedangkan untuk data aktual didapat dari performa kondensor saat beroperasi dan data properti fluida didapatkan dari analisis simulasi *software hysys*.

4.1 Data Kondisi Aktual Kondensor *Pre Cooler*

4.1.1 Data Aktual *Tube*

Tabel 4.1 Data Aktual tube

Parameter	Dimensi	Satuan
T_{in}	32	°C
T_{out}	39,5	°C
\dot{m}	4,62	kg/s
Diameter Dalam BWG 12 (ID)	22,631	Mm
Diameter Luar (OD)	2,4	Mm
Panjang <i>Tube</i> (L)	4020	Mm
Tekanan (P_{in})	5,03	kg/cm ²
Tekanan (P_{out})	4,53	kg/cm ²
Jumlah <i>Tube</i> (N_t)	680	<i>Tube</i>
Jumlah <i>Tube Pass</i> (n)	2	<i>Pass</i>
BWG	12	

4.1.2 Data Aktual *Shell*

Tabel 4.2 Data Aktual Shell

Parameter	Dimensi	Satuan
T_{in}	80	°C
T_{out}	45	°C
\dot{m}	2,35	kg/s
Latent Heat Vaporization Hydrocarbon	510	kJ/kg

Entalpi (Uap)	2913,13	kJ/kg
Entalpi (Kondensat)	2495,64	kJ/kg
Tekanan (P _{in})	1,73	kg/cm ²
Tekanan (P _{out})	1,73	kg/cm ²
Diameter <i>Shell</i> (ID)	1030	mm
Panjang <i>Shell</i> (L)	1170	mm
Jarak Antar <i>Baffle</i> (B)	780	mm
<i>Tube Pitch</i> (Pt)	31,75	mm

4.2 Evaluasi Kinerja Kondensator *Pre Cooler*

Evaluasi Kinerja Kondensator *Pre Cooler* ini dilakukan untuk mengetahui sejauh mana Kondensator ini bekerja sesuai standar operasional atau tidak bekerja sesuai dengan standar operasional, evaluasi ini berguna untuk melakukan desain ulang atau perhitungan ulang kembali dan mengembangkan alat tersebut agar dapat bekerja sesuai dengan standar operasionalnya.

Berikut adalah beberapa dua poin akar permasalahan Kondensator *Pre Cooler* berdasarkan *datasheet* dan data-data yang terdapat di lapangan:

- Kondensator *Pre Cooler* telah mengalami modifikasi berupa jumlah sisi masuk dan keluar aliran fluida proses, yang sebelumnya dua sisi masuk dan dua sisi keluar menjadi satu sisi masuk dan satu sisi keluar.
- Kondensator *Pre Cooler* telah mengalami modifikasi berupa *baffle* yang tidak sesuai dengan perancangan awal, perancangan awal berupa *baffle* tipe *full floating baffle* telah dimodifikasi terpotong di beberapa bagian.

Dari dua poin akar permasalahan pada alat tersebut mengakibatkan pengaruh dari kinerja Kondensator *Pre Cooler* tersebut mengingiat aliran fluida menuju alat ini menjadi setengah bagiannya atau setengah luas perpindahan kalor keseluruhannya. *Duty* yang dibutuhkan oleh fluida proses tidak dapat dipenuhi oleh alat ini akibatnya laju kondensasi menjadi relatif lebih rendah. Modifikasi yang tidak standar dari TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) akan sangat berdampak terhadap penurunan nilai *heat transfer rate* dan nilai *pressure drop* yang meningkat sehingga proses kondensasi pada alat ini tidak bekerja sebagaimana mestinya.

4.2.1 Hasil Perhitungan Kinerja Kondensator *Pre Cooler* Pada Kondisi Aktual

Tabel 4.3 Data Kondisi Aktual Tube

Parameter	Data Desain	Satuan
T _{in}	32	°C

T_{out}	39,5	°C
\dot{m}	4,62	kg/s
Diameter Dalam BWG 12 (ID)	22,631	mm
Diameter Luar (OD)	2,54	mm
Panjang <i>Tube</i> (L)	4020	Mm
Tekanan (P_{in})	5,03	kg/cm ²
Tekanan (P_{out})	5,03	kg/cm ²
Jumlah <i>Tube</i> (N_t)	680	<i>Tube</i>
Jumlah <i>Tube Pass</i> (n)	2	<i>Pass</i>
BWG	14	
h_i	326,85	W/m ² °C

Tabel 4.4 Data Kondisi Aktuan Shell

Parameter	Data Desain	Satuan
T_{in}	80	°C
T_{out}	45	°C
\dot{m}	1,175	kg/s
Entalpi (U _{ap})	2913,13	kJ/kg
Entalpi (Kondensat)	2495,64	kJ/kg
Luas Area Perpindahan Kalor (A)	102,19	m ²
Tekanan (P_{in})	1,73	kg/cm ²
Tekanan (P_{out})	1,73	kg/cm ²
Diameter <i>Shell</i> (ID)	1030	Mm
Panjang <i>Shell</i> (L)	4020	mm
Jarak Antar <i>Baffle</i> (B)	780	Mm
<i>Tube Pitch</i> (Pt)	31,75	Mm
h_c	1424,36	W/m ² °C
U_o	212,22	W/m ² °C
<i>Overdesign</i>	35	%

4.3 Perhitungan Ulang Kondensator *Pre Cooler*

4.3.1 Komposisi Fluida Proses

Diketahui bahwa komposisi fluida proses gas alam berbeda masing-masingnya maka dari itu kita harus mencari *vapour pressure* dan *molecular weight* yang didapat dari properti masing-masing tiap komposisi gas alam data tersebut, data tersebut didapatkan pada tabel 2.4. Maka didapatkan data komposisi fluida proses sebagai berikut:

Tabel 4.5 Komposisi Fluida Proses

Composition	\dot{m} (lb/hr)	P_{p1} (mmHg)	mol wt (g/mol)	mol/hr	mf
C1 (82%)	15293,910	45600	16,04	432,9	0,910
C2 (8%)	1492,089	45600	30,07	25,3	0,053
C3 (5,1%)	951,207	11000	44,1	9,78	0,021
C4 (2,8%)	522,231	8000	58,12	5,51	0,012
C5 (0,167%)	311,474	2000	72,15	1,9	0,004
C6 (0,043%)	80,200	1100	86,18	0,44	0,001
Total	18651,110	113300		475,83	1

Dimana,

C1 = Metana

C2 = Etana

C3 = Propana

C4 = Butana

C5 = Pentana

C6 = Hexana

\dot{m} = Laju aliran massa Gas (lb/hr)

mol wt = Molecular Weight (g/mol)

mf = Mol Fraction (%)

4.3.1.1 Range Kondensasi

Selanjutnya, untuk mencari range kondensasi maka harus mengetahui *dew point* dan *bubble point* dengan persamaan 3.28 dan 3.29 dengan komposisi fluida berdasarkan *vapour pressure* yang didapatkan dari tabel 4.5. Diasumsikan bahwa *dew point* dan *bubble point* dari temperatur fluida proses (*shell*) inlet dan outlet. Maka hasil perhitungan bisa didapatkan dalam tabel berikut:

Tabel 4.6 Range Kondensasi dengan Temperatur antara *Dew Point* dan *Bubble Point*

Dew Point: T = 80°C

Bubble Point: T = 45°C

Composition	V_1 (mol/hr)	P_{p1} (mmHg)	P_1 (mmHg)	K_1	V_1/K_1	L_1 (mol/hr)	P_{p1} (mmHg)	P_1 (mmHg)	K_1	$L_1 K_1$
C1	432,49	45600	41485,91	1,03	419,57	432,9	45600	41485,909	1,033	447,183
C2	22,5	45600	2424,56	1,03	21,83	25,3	45600	2424,563	1,033	26,135
C3	9,78	11000	226,09	0,25	39,33	9,78	10000	205,536	0,227	2,216
C4	5,51	8000	92,64	0,18	30,47	5,51	2000	23,160	0,045	0,250
C5	1,9	2000	7,99	0,05	42,03	1,9	1000	3,993	0,023	0,043
C6	0,42	1100	1,02	0,02	16,89	0,44	390	0,361	0,009	0,004

Total	472,60	113300	44238,203	2,561	570,120	475,830	104590	44143,521	2,369	475,533
-------	--------	--------	-----------	-------	---------	---------	--------	-----------	-------	---------

Dimana,

- V_1 = Jumlah nomor komponen mol pada fasa gas (mol/hr)
- L_1 = Jumlah nomor komponen mol pada fasa cair (mol/hr)
- K_1 = Relative Volatilities
- P_{p1} = Vapour Pressure (mmHg)
- P_1 = Vapour Pressure (mmHg)

Untuk mengetahui berapa mol yang terkondensasi pada temperatur *outlet* maka harus mengasumsikan rasio $V/L = 4$ dan dihitung menggunakan persamaan (3.31) dengan data didapat dari tabel 4.6 untuk mengetahui jumlah mol fasa cair yang terbentuk menggunakan asumsi rasio V/L . Maka hasil perhitungan perbandingan jumlah fasa gas dan fasa cair (kondensat) bisa didapatkan dalam tabel berikut:

Tabel 4.7 Perbandingan Jumlah Fasa Gas Dan Fasa Cair

Composition	Y_1 (mol/hr)	V_1 (mol/hr)	K_1	$K_1 V/L$	$1+K_1 V/L$	L_c (mol/hr)	J (%)
C1	432,49	348,216	1,033	4,132	5,132	84,274	19,5
C2	22,50	18,116	1,033	4,132	5,132	4,384	19,5
C3	9,78	4,649	0,227	0,906	1,906	5,131	52,5
C4	4,07	0,624	0,045	0,181	1,181	3,446	84,7
C5	1,90	0,158	0,023	0,091	1,091	1,742	91,9
C6	0,42	0,014	0,009	0,035	1,035	0,406	96,8
Total	471,16	371,778	2,369	9,477	15,477	99,382	

Dimana,

- V_1 = Jumlah nomor komponen mol pada fasa gas (mol/hr)
- L_c = Jumlah nomor komponen mol pada fasa cair (mol/hr)
- J = Persentase fluida proses yang terkondensasi (%)

Karena satuan perhitungan diatas masih menggunakan satuan *british* maka satuan harus dikonversikan ke satuan SI. Maka hasil perhitungan *Compositions Condensation of Mixed Vapors* Gas Alam dengan komposisi (Metana CH_4 , Etana C_2H_6 , Propana C_3H_8 , Butana C_4H_{10} , Pentana C_5H_{12} , Hexana C_6H_{14}), maka didapat komposisi fluida Gas dan Cair sebagai berikut:

Tabel 4.8 Komposisi Fluida Proses Pada Sisi Inlet

Composition	Gas \dot{m} (kg/s)	molecular wt (g/mol)	Mol fraction	P_p 80°C (mmHg)
Metana (82%)	1,9270	16,04	0,910	45600
Etana (8%)	0,1880	30,07	0,053	45600
Propana (5,1%)	0,1199	44,1	0,021	11000
Butana (2,8%)	0,0658	58,12	0,012	8000

Pentana (0,167%)	0,0392	72,15	0,004	2000
Hexana (0,043%)	0,0101	86,18	0,001	1100
Total	2,35	306,66	1	113300

Tabel 4.9 Komposisi Fluida Proses Pada Sisi Outlet

Composition	P_p 45°C (mmHg)	Gas \dot{m} (kg/s)	Kondensat \dot{m} (kg/s)	Ket.
Metana (82%)	45600	1,5515	0,3755	19,5%
Etana (8%)	45600	0,1513	0,0367	19,5%
Propana (5,1%)	10000	0,0570	0,0629	52,5%
Butana (2,8%)	2000	0,0101	0,0557	84,7%
Pentana (0,167%)	1000	0,0032	0,0361	91,9%
Hexana (0,043%)	390	0,0003	0,0098	96,8%
Total	104590	1,77	0,58	

4.3.2 Mencari Properti Fluida Kerja dan Fluida Proses

Pada penelitian ini terdapat bahwa fluida proses dari Kondensor *Pre Cooler* adalah Gas Alam dengan komposisi (Metana CH₄, Etana C₂H₆, Propana C₃H₈, Butana C₄H₁₀, Pentana C₅H₁₂, Hexana C₆H₁₄),.

Tabel 4.10 Properti Fluida Kerja

<i>Tube (Water)</i>		μ (cP)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.C)	cp (kJ/kg.C)
T _{in}	32 °C	0,7642	995,008	0,621	4,1785
T _{out}	39,5 °C	0,6577	992,362	0,626	4,1789
T _m	35,75 °C	0,7114	993,829	0,631	4,1785

Tabel 4.11 Properti Fluida Proses

<i>Shell (Natural gas)</i>		μ (cP)	ρ (kg/m ³)	k (W/m.C)	h (kJ/kg)
T _{in}	80 °C	0,0107	2,7722	0,0238	-2913,131
T _{out}	45 °C	0,009	3,0954	0,0202	-2495,667
T _m (Vapour)	62,5 °C	0,0101	2,9245	0,0220	-2944,588
T _m (Condensate)	57,6 °C	0,010	2,9666	0,0215	-2477,806

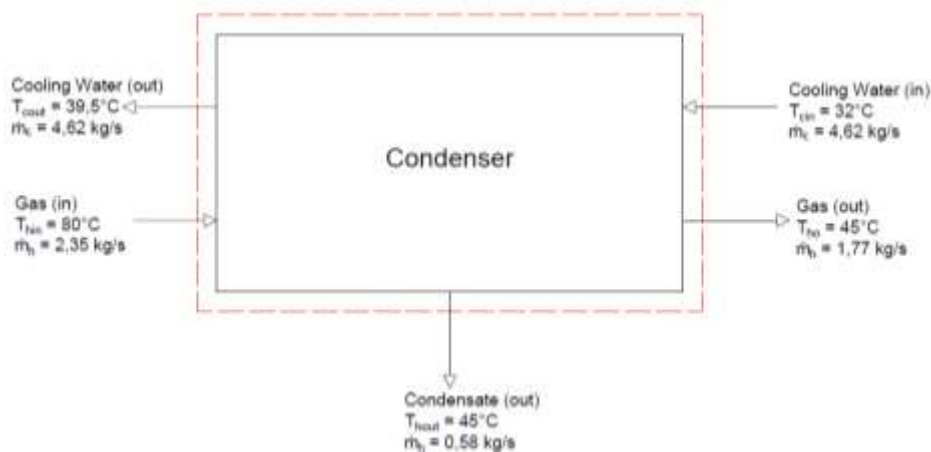
dimana,

T_m (Vapour) = Temperatur Mean Uap (°C)

T_m (Condensate) = Temperatur Mean Kondensat (°C)

4.3.3 Menghitung *Duty* dari Kondensor *Pre Cooler*

Karena hanya sebagian gas yang tekondensasi. Maka dari itu *duty* total dari kondensor *pre cooler* adalah $Q_{\text{kondensat}} + Q_{\text{gas}}$ dengan laju aliran massa kondensat sebesar 0,58 kg/s dan laju aliran massa gas 1,77 kg/s didapatkan dari tabel 4.9. Uraian proses kondensor *pre cooler* ini ada pada pada gambar dibawah ini dengan pengambilan data dari table 4.2, 4.10, 4.11 sebagai berikut :



Gambar 4.1 Skematis Uraian Proses Kondensor *Pre Cooler*

$$Q_{\text{sensible (uap)}} = 0,58 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times (-2913,13 - (-2947,887)) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 20159,06 \text{ watt} \quad (3.3)$$

$$Q_{\text{latent}} = 0,58 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times (510 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}) = 295800 \text{ watt} \quad (3.2)$$

$$Q_{\text{sensible (liquid)}} = 0,58 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times (-2445,905 - (-2495,667)) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 28861,96 \text{ watt} \quad (3.4)$$

$$Q_{\text{Kondensat}} = (20159,06 + 295800 + 28861,96) = 344821,02 \text{ watt} \quad (3.1)$$

$$Q_{\text{Gas}} = Q_{\text{sensible (uap)}}$$

$$Q_{\text{Gas}} = 1,77 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times (-2913,13 - (-2947,887)) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 61518,12 \text{ watt} \quad (3.3)$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{kondensat}} + Q_{\text{Gas}}$$

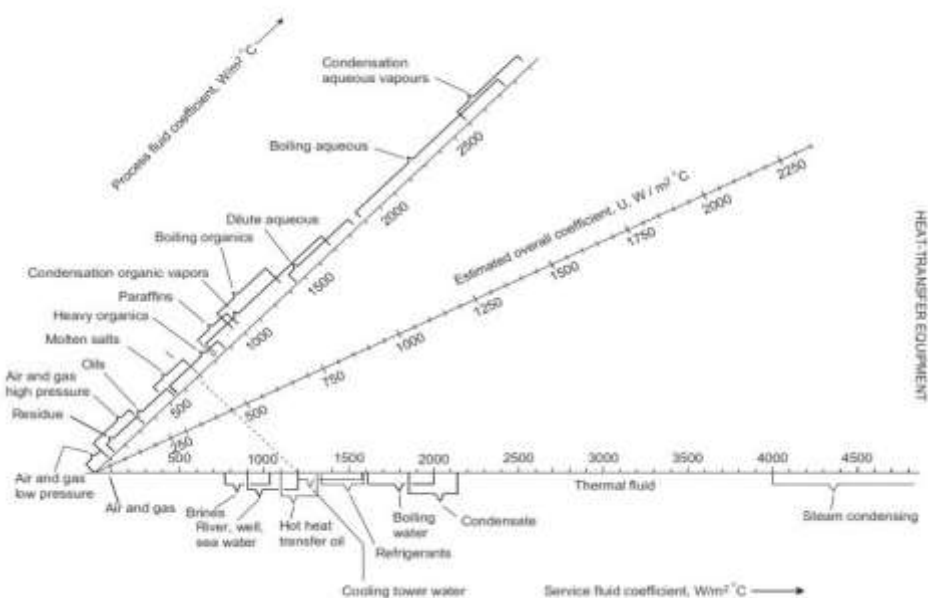
$$Q_{\text{Total}} = 344821,02 \text{ watt} + 61518,12 \text{ watt} = 406339,14 \text{ watt}$$

sehingga, total *duty* dari kondensor *pre cooler* didapatkan sebesar 406339,14 watt.

4.3.4 Mengasumsikan Overall Heat Transfer Coefficient, U_o Assumed

Untuk mendapatkan nilai koefisien perpindahan kalor asumsi, maka kita harus mengasumsikan nilai koefisien perpindahan kalor dari fluida yang terdapat pada alat penukar kalor. Nilai koefisien perpindahan kalor asumsi didapat dari grafik koefisien menyeluruh.

Berikut adalah grafik koefisien perpindahan kalor menyeluruh:



Gambar 4.2 Grafik koefisien perpindahan kalor menyeluruh
(Sumber: R.K. Sinnott, Chemical Engineering Design, India: Elsevier, 2005.)

4.3.5 Menghitung LMTD

Untuk menghitung LMTD menggunakan persamaan 3.5 dengan pengambilan data dari table 4.1 dan 4.2 sebagai berikut:

$$LMTD = \frac{(T_{hi} - T_{co}) - (T_{ho} - T_{ci})}{\ln \frac{(T_{hi} - T_{co})}{(T_{ho} - T_{ci})}} \quad (3.5)$$

$$LMTD = \frac{(80 - 39,5) - (45 - 32)}{\ln \frac{(80 - 39,5)}{(45 - 32)}} = 24,02^\circ\text{C}$$

dimana,

sehingga, LMTD dari kondensor *pre cooler* sebesar 24,02 °C.

4.3.6 Menghitung Trial Area dan Luas Area Perpindahan Kalor

Untuk menghitung luas area perpindahan kalor menggunakan persamaan 3.8, 3.9 dengan pengambilan data dari perhitungan 4.3.3 dan gambar 4.2 sebagai berikut:

$$Trial\ Area = \frac{406339,14\ watt}{500\ W/m^2\text{C} \times 22,08} = 118,96\ m^2 \quad (3.9)$$

sehingga, trial area dari kondensor *pre cooler* sebesar 118,96 m².

$$A = 25,4 \times 10^{-3}\pi \times 4,87\ m = 0,357\ m^2 \quad (3.8)$$

sehingga, luas area perpindahan kalor dari *tube* kondensor *pre cooler* sebesar 0,357 m².

4.3.7 Menentukan Jumlah Tube

Untuk menghitung jumlah *Tube* menggunakan persamaan 3.10 dengan pengambilan data dari perhitungan 4.3.6 sebagai berikut:

$$N_t = \frac{118,96\ m^2}{0,357\ m^2} = 333\ tube \quad (3.10)$$

sehingga, jumlah *tube* pada kondensor *pre cooler* sebanyak 333 *tube*.

4.3.8 Menentukan Tipe Tube, Material, Layout Tube

Untuk menentukan tipe *tube*, *material* dan *layout tube* menggunakan persamaan 3.13 dengan pengambilan data dari table 4.1 sebagai berikut:

- Tube* = *Two Tube Passes*
- Material Tube* = *Carbon Steel SA179*
- Layout Tube* = *Square pitch*

$$P_t = 1,25 \times 25,4 = 31,75\ mm \quad (3.13)$$

4.3.9 Menghitung Diameter Shell

Untuk menghitung diameter *shell* menggunakan persamaan 3.11, 3.12 dan 3.16 dengan pengambilan data dari table 4.2 sebagai berikut:

$$D_b = 25,4 \left(\frac{333}{0,215} \right)^{1/0,4531} = 708,64\ mm \quad (3.11)$$

$$N_r = \frac{708,64\ mm}{31,75\ mm} = 22,332 \quad (3.12)$$

$$D_s = D_b + 15 \quad (3.16)$$

$$D_s = 708,64 + 15 = 723,64\ mm$$

sehingga, diameter dalam *shell* sebesar 723,64 mm.

4.3.10 Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor Shell

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor *shell* menggunakan persamaan 3.16, 3.17 dan 3.18 dengan pengambilan data dari table 4.2 sebagai berikut:

$$T_w = \frac{(62,5 - 35,75)550}{1300} - 62,5 = 51,18\text{C}$$

$$T_{mL} = \frac{(51,18 - 62,5)}{2} = 56,84^{\circ}\text{C}$$

Properti kondensat pada temperatur 56,84 °C

$$-\mu_L = 0,13886 \text{ mNs/m}^2$$

$$-\rho_L = 565,032 \text{ kg/m}^3$$

$$-k_L = 0,0851 \text{ W/m}^{\circ}\text{C}$$

Densitas gas pada temperatur 56,84 °C

$$\rho_V = 2,925 \text{ kg/m}^3$$

$$\Gamma_h = \frac{2,35 \text{ kg/s}}{4,87 \text{ m} \times 312} = 0,00154 \text{ kg/ms} \quad (3.16)$$

$$N_r = \frac{2}{3} \times 22,32 = 14,88 \quad (3.17)$$

$$h_c = 0,95 \times 0,13 \left[\frac{565,032(565,032 - 2,925)9,81}{0,13 \times 10^{-3} \times 0,00154} \right]^{0,3} \times 14,88^{0,167} \quad (3.18)$$

$$= 1361,44 \text{ W/m}^2\text{C}$$

sehingga, koefisien perpindahan kalor pada sisi *shell* sebesar 1361,44 W/m²C.

4.3.11 Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor *tube*

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor *tube* menggunakan persamaan 3.15 dengan pengambilan data dari perhitungan 4.3.7 dan table 4.1 sebagai berikut :

$$h_i = \frac{4200(1,35 + 0,02 \times 36)^{0,065^{0,8}}}{23,292^{0,2}} = 719,11 \text{ W/m}^2\text{C} \quad (3.15)$$

sehingga, koefisien perpindahan kalor pada sisi *tube* sebesar 719,11 W/m²C.

4.3.12 Menghitung Koefisien Perpindahan Kalor Menyeluruh

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor menyeluruh menggunakan persamaan 3.19 dan 3.20 dengan pengambilan data dari perhitungan 4.3.10, 4.3.11 dan table 4.1 sebagai berikut:

$$\frac{1}{U_f} = \frac{1}{1361,44} + \frac{1}{2000} + \frac{25,4 \ln\left(\frac{25,4}{23,292}\right)}{2 \times 15,9} + \frac{25,4}{23,292} \times \frac{1}{1000} + \frac{25,4}{23,292} \times \frac{1}{719,11} \quad (3.20)$$

$$\frac{1}{U_f} = 0,004$$

$$U_f = 249,08 \text{ W/m}^2\text{C}$$

sehingga, koefisien perpindahan kalor keseluruhan dengan fouling sebesar 255,81 W/m²C.

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{1361,44} + \frac{25,4 \ln\left(\frac{25,4}{23,292}\right)}{2 \times 15,9} + \frac{25,4}{23,292} \times \frac{1}{719,11} \quad (3.19)$$

$$\frac{1}{U_c} = 0,004$$

$$U_c = 418,35 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

sehingga, koefisien perpindahan kalor keseluruhan tanpa fouling sebesar 418,35 W/m²°C.

4.3.13 Menghitung *Overdesign*

Untuk menghitung *overdesign* menggunakan persamaan 3.29 dengan pengambilan data dari perhitungan 4.3.12 dan gambar 4.1 sebagai berikut:

$$\text{Overdesign} = \frac{418,35}{249,08} \times 100\% = 63\% \quad (3.29)$$

Sehingga, nilai *overdesign* dari kondensor *pre cooler* sebesar 63%. Maka nilai *Overdesign* belum memenuhi ketentuan yang diinginkan yaitu minimal sebesar 70%.

4.3.14 Menghitung *Pressure Drop Shell*

Untuk *pressure drop shell* menggunakan persamaan 3.21 hingga 3.26 dengan pengambilan data dari perhitungan 4.3.9 dan table 4.2 sebagai berikut:

$$A_s = \frac{(31,75-25,4)}{31,75} 723,64 \times 975,4 \times 10^{-6} = 0,141 \text{ m}^2 \quad (3.21)$$

$$G_s = \frac{2,35}{0,141} = 16,619 \text{ kg/sm}^2 \quad (3.22)$$

$$d_e = \frac{1,27}{25,4} (31,75^2 - 0,785 \times 25,4^2) = 25,081 \text{ mm} \quad (3.23)$$

$$Re = \frac{17,117 \times 25,081 \times 10^{-3}}{0,01 \times 10^{-3}} = 41618,02 \quad (3.24)$$

$$u_s = \frac{16,619}{2,925} = 5,68 \text{ m/s} \quad (3.25)$$

$$\Delta P_s = 8 \times 0,0056 \left(\frac{939,882}{25,081} \right) \left(\frac{4877}{937} \right) \left(\frac{2,925 \times 4,38^2}{2} \right) = 324 \times 10^3 \text{ N/m}^2 \quad (3.26)$$

sehingga, *pressure drop shell* pada kondensor *pre cooler* sebesar 3,24 kg/cm².

4.3.15 Menghitung *Pressure Drop Tube*

Untuk *pressure drop tube* menggunakan persamaan 3.27 dan 3.28 dengan pengambilan data dari table 4.1 sebagai berikut:

$$Re = \frac{0,07 \times 993,83 \times 23,292 \times 10^{-3}}{0,711 \times 10^{-3}} = 2276,797 \quad (3.27)$$

$$\Delta P_t = 4 \left[8 \times 0,0055 \left(\frac{4,87}{23,292 \times 10^{-3}} \right) + 2,5 \right] \frac{993,83 \times 0,07}{2} = 66 \times 10^3 \text{ N/m}^2 \quad (3.28)$$

sehingga, *pressure drop tube* pada kondensor *pre cooler* sebesar 0,66 kg/cm².

4.3.16 Perhitungan Ulang ke-2

Berdasarkan dari hasil perhitungan ulang pertama $U_{c, calc}$ nilainya belum mendekati $U_{c, Ass}$, maka disini harus melakukan perhitungan ulang kembali atau melakukan iterasi dengan $U_{c, Ass} = U_{c, Calc}$ dari perhitungan pertama. Hingga nilai $U_{c, Ass} = U_{c, Calc}$ atau nilainya mendekati, langkah-langkah dalam perhitungan ulang yang ke-2 tetap sama saja seperti yang pertama. Karena pada perhitungan ke-3 nilai $U_{c, Calc}$ sudah mendekati nilai $U_{c, Ass}$ maka perhitungan cukup pada iterasi ke-3 saja, berikut hasil iterasi:

Tabel 4.12 Hasil Perhitungan Iterasi

Parameter	Iterasi 1	Iterasi 2	Iterasi 3
Q (watt)	406339,14	406339,14	406339,14
Panjang Shell (L) (mm)	4687	4687	4687
Panjang Tube (L) (mm)	4877	4877	4877
Jumlah Tube (N_t)	458	504	537
Jumlah Tube Pass (n)	2	2	2
Material Tube Conductivity ($W/m^{\circ}C$)	SS 316 L (15,9)	SS 316 L (15,9)	SS 316 L (15,9)
Tube (ID) (mm)	23,292	23,292	23,292
Diameter luar Shell (D_s) (mm)	833,6	869,5	894,5
Luas Area Perpindahan Kalor (A) per tube (m ²)	0,357	0,357	0,357
Kecepatan Fluida di Shell (u_s) (m/s)	5,68	4,89	4,58
Kecepatan Fluida di Tube (v) (m/s)	0,065	0,047	0,043
Jarak Antar Baffle (l_B) (mm)	975,4	975,4	975,4
Pressure Drop Tube (ΔP_t) (kg/cm ²)	0,77	0,70	0,66
Pressure Drop Shell (ΔP_s) (kg/cm ²)	3,46	3,38	3,24
Koefisien Perpindahan Kalor Tube (h_i) ($W/m^2^{\circ}C$)	719,11	666,53	633,46
Koefisien Perpindahan Kalor Shell (h_c) ($W/m^2^{\circ}C$)	1361,44	1401,62	1439,11
Koefisien Perpindahan Kalor menyeluruh tanpa <i>fouling</i> (U_c) ($W/m^2^{\circ}C$)	418,35	401,18	235,65

Koefisien Perpindahan Kalor menyeluruh dengan <i>fouling</i> (U_f) ($W/m^2\text{°C}$)	249,08	242,89	235,65
<i>Overdesign</i> (%)	63	65	70

4.4 Hasil dan Perbandingan

Setelah melakukan evaluasi dan perhitungan ulang Kondensor *Pre Cooler* yang bertipe A-H-S dengan data hasil perhitungan atau spesifikasi dengan perbandingan pada kondisi aktual sebagai berikut:

4.4.1 Hasil Perhitungan Ulang

Tabel 4.13 Data Hasil Perhitungan Ulang Tube

Parameter	Data Desain	Satuan
T_{in}	32	$^{\circ}\text{C}$
T_{out}	39,5	$^{\circ}\text{C}$
\dot{m}_{in}	4,62	kg/s
Diameter Dalam BWG 14 (ID)	23,292	mm
Diameter Luar (OD)	25,4	mm
Panjang <i>Tube</i> (L)	4877	mm
Jumlah <i>Tube</i> (N_i)	537	<i>Tube</i>
Jumlah <i>Tube Pass</i> (n)	2	<i>Pass</i>
BWG	14	
Koefisien Perpindahan Kalor pada sisi <i>Tube</i> (h_i)	633,46	$W/m^2\text{°C}$
Pressure Drop Tube (ΔP_t)	0,66	kg/cm^2

Tabel 4.14 Data hasil Perhitungan Ulang Shell

Parameter	Data Desain	Satuan
T_{in}	80	$^{\circ}\text{C}$
T_{out}	45	$^{\circ}\text{C}$
\dot{m}_{in}	2,35	kg/s
Diameter luar Shell (D_s) (mm)	870,4	mm

Panjang <i>Shell</i> (L)	4687	mm
Jarak Antar <i>Baffle</i> (B)	975,4	mm
<i>Tube Pitch</i> (Pt)	31,75	mm
Koefisien Perpindahan Kalor pada sisi <i>Shell</i> (h_c)	1439,11	W/m ² °C
Koefisien Perpindahan Kalor menyeluruh dengan <i>fouling</i> (U_f)	235,65	W/m ² °C
Koefisien Perpindahan Kalor menyeluruh dengan <i>fouling</i> (U_c)	400,93	W/m ² °C
Pressure Drop Shell (ΔP_s)	3,24	kg/cm ²
<i>Overdesign</i>	91	%



Gambar 4.3 Desain 3D Kondensor *Pre Cooler* Hasil Perhitungan Ulang

4.4.2 Perbandingan dengan Kondisi Aktual

Tabel 4.15 Perbandingan Hasil Perhitungan Ulang dengan Kondisi Aktual

Parameter	Data Desain Aktual	Data Desain Perhitungan Ulang	Satuan
Q	406339,14	406339,14	watt
Panjang Shell (L)	3898	4677	mm
Panjang Tube (L)	4020	4877	mm
Luas Area Perpindahan Kalor (A)	0,286	0,357	mm ²
Jumlah Tube (N _t)	680	537	<i>Tube</i>
Jumlah Tube Pass (n)	2	2	<i>Pass</i>
Material Tube	SA 179 (60,5)	SS 316L (15,9)	W/m°C
Tube (ID)	22,631	23,292	mm
Shell (D _s)	1040	894,5	mm
Jarak Antar Baffle (l _B)	780	975,4	mm
Pressure Drop Tube (ΔP _t)	0,37	0,66	kg/cm ²
Pressure Drop Shell (ΔP _s)	4,41	3,24	kg/cm ²
Temperatur Mean Kondensat (T _{m,L})	59,5	56,8	°C
Viskositas Kondensat (μ _L)	0,13511	0,1372	mNs/m ²
Massa Jenis Kondensat (ρ _L)	559,798	562,772	kg/m ³
Konduktivitas termal kondensat (k _L)	0,0803	0,0847	W/m°C
Koefisien Perpindahan Kalor Keseluruhan Clean (U _c)	268,52	400,93	W/m ² °C
Koefisien Perpindahan Kalor Keseluruhan Dirt (U _f)	217,47	235,65	W/m ² °C
<i>Overdesign</i>	28	70	%

4.5 Pembahasan

Dari hasil perhitungan ulang dan iterasi kondensor *pre cooler* menggunakan Metode Kern, didapatkan nilai koefisien perpindahan kalor pada sisi *tube* (h_i) 633,46 W/m²°C, koefisien

perpindahan kalor pada sisi *shell* (h_c) 1439,11 W/m²°C, *Overall Heat Transfer Clean* (U_c) 400,93 W/m²°C, *Overall Heat Transfer with Fouling* (U_f) 235,65 W/m²°C dan *Overdesign* sebesar 70% yang mana ini sudah memenuhi persyaratan dalam perancangan alat penukar kalor yang harus mempunyai *overdesign* minimal sebesar 70% dimana sebesar 30-50% dikaitkan dengan pengotor (*Fouling*) [10].

Melalui tabel perbandingan antara data desain kondisi aktual dan data desain perhitungan ulang bahwa data desain hasil perhitungan ulang (nilai koefisien perpindahan kalor tube, shell, *overall* dan nilai *overdesign*) didapatkan hasil yang lebih besar dibandingkan dengan data desain aktual yang mana nilai ini semakin besar maka semakin baik sedangkan data desain hasil perhitungan ulang (*pressure drop tube & shell*) didapatkan hasil yang lebih kecil dibandingkan dengan data desain aktual yang mana ini semakin kecil maka semakin baik.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil evaluasi dan perhitungan ulang Kondensor *Pre Cooler Compressor Gas Unit* menggunakan metode Kern dengan acuan standar TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Hasil evaluasi dari kondisi aktual Kondensor *Pre Cooler* tidak sesuai dengan standar dari TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) akibat dari beberapa modifikasi akibatnya *duty* yang dibutuhkan oleh aliran fluida proses tidak dapat dipenuhi sepenuhnya oleh kondensor. Evaluasi selanjutnya yaitu melalui perhitungan nilai *overdesign* pada kondisi eksisting hanya didapatkan nilai sebesar 28%.
2. Dari perhitungan ulang didapatkan koefisien perpindahan kalor pada sisi *tube* (h_i) 633,46 W/m²°C, koefisien perpindahan kalor pada sisi *shell* (h_c) 1439,11 W/m²°C, *Overall Heat Transfer without Fouling* (U_c) 400,93 W/m²°C, *Overall Heat Transfer with Fouling* (U_f) 235,65 W/m²°C.
3. Hasil dari perhitungan ulang menggunakan metode *Kern* didapatkan jumlah *tube* 537 *tube*, diameter *shell* 894,5 mm dan nilai *overdesign* sebesar 70% yang mana ini lebih besar dibandingkan dengan nilai *overdesign* kondisi eksisting yang hanya sebesar 28%.
4. Dalam perhitungan ulang Kondensor *Pre Cooler* jenis A-H-S yaitu dua laluan fluida pada sisi *Shell* didapatkan spesifikasi keseluruhan yang lebih baik dilihat dari jumlah persentase perbandingan antara kondisi eksisting dan perhitungan ulang.

5.2 Saran

Saran yang diberikan peneliti untuk penelitian kedepannya adalah adanya penelitian lebih lanjut dalam merencanakan Kondensor *Pre Cooler* dari segi pemilihan dimensi nozel, cara pengelasan, analisis korosi, analisis vibrasi, dan perencanaan alat-alat pendukung seperti *gasket, flange, tie rod, support saddle, bolt, dan nut*.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] R.V. Rao dan A.S., “Constrained economic optimization of shell-and-tube heat exchanger using elitist-Jaya algorithm,” *Energy*, pp. 785-800,2017.
- [2] R.V. Rao dan A.S., “Economic optimization of shell-and-tube heat exchanger using Jya algorithm with maintenance consideration,” *Applied Thermal Engineering*, pp. 473-487, 2017.
- [3] Yamashita, Yoshiyuki, “Model-based Monitoring of Fouling in a Heat Exchanger,” *Advanced Control of Industrial Processes (AdCONIP)*, pp 453-456, 2017.
- [4] Muh. Amin Fauzie dan R. Kohar, “Perancangan Kondensor Tipe U Tube Yang Memanfaatkan Uap Sisa (*Heat Recovery*) Pada Sistem Pemanas Pindang”, *Jurnal Desiminasi Teknologi*. Volume 5, Nomor 1. 2017.
- [5] M. Wildan Akbar, Berkah Fajar TK, “Desain kondensor Jenis *Shell and Tube Heat Exchanger* Untuk Sistem *Organic Rankine Cycle*”, *Jurnal Teknik Mesin S-1*, Vol. 3, No. 3, 2015.
- [6] Eka Maulana, Dahmir Dahlan, Sayyid Abul Khair, “Perancangan Ulang Kondensor Untuk Pendinginan Uap Plastik Menjadi Bahan Bakar Minyak”, *Seminar Nasional Teknologi*, 2018.
- [7] Irwin Bizzy dan Rachmat Setiadi, “Studi Perhitungan Alat Penukar Kalor Tipe *Shell and Tube*”, *Jurnal Rekayasa Mesin*, Vol. 3, No. 1, 2013.
- [8] D. Q Kern, *Process Heat Transfer*, New York: Mc Graw-Hill Book Company, 1965.
- [9] K. Thulukkanam, *Heat Exchanger Design Handbook*, United Kingdom: *CRC Press*, 2011.
- [10] Hans Muller dan Steinhagen, “Cooling Water Fouling in Heat Exchangers”, *Advances in Heat Transfer*, Volume 33, 1999.
- [11] R.K. Sinnott, *Chemical Engineering Design*, India: Elsevier, 2005.
- [12] Tubular Exchanger Manufacturers Association, *Standard of The Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 9th Edition, 2007.

LAMPIRAN A

Lampiran A.1 Properti Fluida Proses (Gas Alam)

Fasa Uap								
T (C)	Cp (kJ/kg C)	Viskositas (cP)	Densitas (kg/m ³)	Entalpi (kJ/kg)	Konduktivitas panas (W/m.K)	Mass Heat of vaporization (kJ/kg)	Heat of vaporization (kJ/kmol)	Mass Flow (Ton/day)
0	1,5174	0,0084	3,5116	-3165,0086	0,0162	695,1510	31660,2366	177,6933
1	1,5227	0,0084	3,5217	-3141,4225	0,0162	696,0228	31901,4797	181,9914
2	1,5280	0,0084	3,5316	-3118,6065	0,0163	683,5567	31526,6261	186,3030
3	1,5333	0,0084	3,5411	-3096,5971	0,0163	697,7961	32381,8742	190,6096
4	1,5385	0,0084	3,5502	-3075,4703	0,0163	685,9316	32023,2750	194,8812
5	1,5437	0,0084	3,5586	-3055,3576	0,0164	687,1302	32266,7374	199,0714
6	1,5486	0,0084	3,5639	-3038,2020	0,0164	688,2177	32479,9826	202,7000
7	1,5525	0,0084	3,5501	-3036,6514	0,0165	688,2177	32479,9826	202,7000
8	1,5563	0,0085	3,5363	-3035,0970	0,0166	688,2177	32479,9826	202,7000
9	1,5602	0,0085	3,5226	-3033,5388	0,0167	688,2177	32479,9826	202,7000
10	1,5640	0,0085	3,5091	-3031,9767	0,0168	688,2177	32479,9826	202,7000
11	1,5678	0,0086	3,4956	-3030,4108	0,0169	688,2177	32479,9826	202,7000
12	1,5717	0,0086	3,4823	-3028,8410	0,0170	688,2177	32479,9826	202,7000
13	1,5755	0,0086	3,4691	-3027,2674	0,0171	688,2177	32479,9826	202,7000
14	1,5794	0,0087	3,4560	-3025,6900	0,0172	688,2177	32479,9826	202,7000
15	1,5832	0,0087	3,4430	-3024,1087	0,0172	688,2177	32479,9826	202,7000
16	1,5870	0,0087	3,4301	-3022,5236	0,0173	688,2177	32479,9826	202,7000
17	1,5909	0,0087	3,4173	-3020,9347	0,0174	688,2177	32479,9826	202,7000
18	1,5947	0,0088	3,4045	-3019,3419	0,0175	688,2177	32479,9826	202,7000
19	1,5986	0,0088	3,3919	-3017,7452	0,0176	688,2177	32479,9826	202,7000
20	1,6024	0,0088	3,3794	-3016,1448	0,0177	688,2177	32479,9826	202,7000
21	1,6062	0,0089	3,3670	-3014,5405	0,0178	688,2177	32479,9826	202,7000
22	1,6101	0,0089	3,3547	-3012,9323	0,0179	688,2177	32479,9826	202,7000
23	1,6139	0,0089	3,3425	-3011,3203	0,0180	688,2177	32479,9826	202,7000
24	1,6177	0,0090	3,3304	-3009,7045	0,0181	688,2177	32479,9826	202,7000
25	1,6216	0,0090	3,3183	-3008,0849	0,0182	688,2177	32479,9826	202,7000
26	1,6254	0,0090	3,3064	-3006,4614	0,0183	688,2177	32479,9826	202,7000
27	1,6292	0,0091	3,2945	-3004,8341	0,0184	688,2177	32479,9826	202,7000
28	1,6331	0,0091	3,2828	-3003,2029	0,0185	688,2177	32479,9826	202,7000
29	1,6369	0,0091	3,2711	-3001,5679	0,0186	688,2177	32479,9826	202,7000
30	1,6407	0,0091	3,2595	-2999,9291	0,0187	688,2177	32479,9826	202,7000
31	1,6446	0,0092	3,2480	-2998,2865	0,0188	688,2177	32479,9826	202,7000
32	1,6484	0,0092	3,2366	-2996,6400	0,0189	688,2177	32479,9826	202,7000
33	1,6522	0,0092	3,2252	-2994,9897	0,0190	688,2177	32479,9826	202,7000
34	1,6560	0,0093	3,2140	-2993,3356	0,0191	688,2177	32479,9826	202,7000
35	1,6599	0,0093	3,2028	-2991,6776	0,0192	688,2177	32479,9826	202,7000
36	1,6637	0,0093	3,1917	-2990,0159	0,0193	688,2177	32479,9826	202,7000
37	1,6675	0,0094	3,1807	-2988,3502	0,0194	688,2177	32479,9826	202,7000
38	1,6713	0,0094	3,1698	-2986,6808	0,0195	688,2177	32479,9826	202,7000
39	1,6752	0,0094	3,1589	-2985,0076	0,0196	688,2177	32479,9826	202,7000

40	1,6790	0,0095	3,1482	-2983,3305	0,0197	688,2177	32479,9826	202,7000
41	1,6828	0,0095	3,1375	-2981,6496	0,0198	688,2177	32479,9826	202,7000
42	1,6866	0,0095	3,1268	-2979,9649	0,0199	688,2177	32479,9826	202,7000
43	1,6904	0,0095	3,1163	-2978,2764	0,0200	688,2177	32479,9826	202,7000
44	1,6942	0,0096	3,1058	-2976,5841	0,0201	688,2177	32479,9826	202,7000
45	1,6981	0,0096	3,0954	-2974,8879	0,0202	688,2177	32479,9826	202,7000
46	1,7019	0,0096	3,0851	-2973,1879	0,0203	688,2177	32479,9826	202,7000
47	1,7057	0,0097	3,0749	-2971,4842	0,0204	688,2177	32479,9826	202,7000
48	1,7095	0,0097	3,0647	-2969,7766	0,0205	688,2177	32479,9826	202,7000
49	1,7133	0,0097	3,0546	-2968,0652	0,0206	688,2177	32479,9826	202,7000
50	1,7171	0,0098	3,0445	-2966,3500	0,0207	688,2177	32479,9826	202,7000
51	1,7209	0,0098	3,0345	-2964,6310	0,0208	688,2177	32479,9826	202,7000
52	1,7247	0,0098	3,0246	-2962,9081	0,0209	688,2177	32479,9826	202,7000
53	1,7285	0,0099	3,0148	-2961,1815	0,0210	688,2177	32479,9826	202,7000
54	1,7323	0,0099	3,0050	-2959,4511	0,0211	688,2177	32479,9826	202,7000
55	1,7361	0,0099	2,9953	-2957,7169	0,0212	688,2177	32479,9826	202,7000
56	1,7399	0,0100	2,9857	-2955,9789	0,0213	688,2177	32479,9826	202,7000
57	1,7437	0,0100	2,9761	-2954,2371	0,0214	688,2177	32479,9826	202,7000
58	1,7475	0,0100	2,9666	-2952,4915	0,0215	688,2177	32479,9826	202,7000
59	1,7513	0,0100	2,9571	-2950,7421	0,0216	688,2177	32479,9826	202,7000
60	1,7551	0,0101	2,9477	-2948,9889	0,0217	688,2177	32479,9826	202,7000
61	1,7589	0,0101	2,9384	-2947,2319	0,0218	688,2177	32479,9826	202,7000
62	1,7627	0,0101	2,9291	-2945,4711	0,0219	688,2177	32479,9826	202,7000
63	1,7665	0,0102	2,9199	-2943,7065	0,0220	688,2177	32479,9826	202,7000
64	1,7702	0,0102	2,9108	-2941,9382	0,0221	688,2177	32479,9826	202,7000
65	1,7740	0,0102	2,9017	-2940,1661	0,0222	688,2177	32479,9826	202,7000
66	1,7778	0,0103	2,8927	-2938,3902	0,0223	688,2177	32479,9826	202,7000
67	1,7816	0,0103	2,8837	-2936,6105	0,0224	688,2177	32479,9826	202,7000
68	1,7854	0,0103	2,8748	-2934,8270	0,0225	688,2177	32479,9826	202,7000
69	1,7891	0,0104	2,8660	-2933,0398	0,0226	688,2177	32479,9826	202,7000
70	1,7929	0,0104	2,8572	-2931,2488	0,0227	688,2177	32479,9826	202,7000
71	1,7967	0,0104	2,8484	-2929,4540	0,0229	688,2177	32479,9826	202,7000
72	1,8004	0,0105	2,8397	-2927,6554	0,0230	688,2177	32479,9826	202,7000
73	1,8042	0,0105	2,8311	-2925,8531	0,0231	688,2177	32479,9826	202,7000
74	1,8080	0,0105	2,8225	-2924,0470	0,0232	688,2177	32479,9826	202,7000
75	1,8117	0,0105	2,8140	-2922,2372	0,0233	688,2177	32479,9826	202,7000
76	1,8155	0,0106	2,8055	-2920,4235	0,0234	688,2177	32479,9826	202,7000
77	1,8193	0,0106	2,7971	-2918,6062	0,0235	688,2177	32479,9826	202,7000
78	1,8230	0,0106	2,7887	-2916,7850	0,0236	688,2177	32479,9826	202,7000
79	1,8268	0,0107	2,7804	-2914,9601	0,0237	688,2177	32479,9826	202,7000
80	1,8305	0,0107	2,7722	-2913,1315	0,0238	688,2177	32479,9826	202,7000
81	1,8343	0,0107	2,7640	-2911,2991	0,0239	688,2177	32479,9826	202,7000
82	1,8380	0,0108	2,7558	-2909,4629	0,0240	688,2177	32479,9826	202,7000
83	1,8418	0,0108	2,7477	-2907,6230	0,0241	688,2177	32479,9826	202,7000
84	1,8455	0,0108	2,7396	-2905,7794	0,0242	688,2177	32479,9826	202,7000
85	1,8493	0,0109	2,7316	-2903,9320	0,0243	688,2177	32479,9826	202,7000

86	1,8530	0,0109	2,7236	-2902,0809	0,0244	688,2177	32479,9826	202,7000
87	1,8567	0,0109	2,7157	-2900,2260	0,0246	688,2177	32479,9826	202,7000
88	1,8605	0,0110	2,7079	-2898,3674	0,0247	688,2177	32479,9826	202,7000
89	1,8642	0,0110	2,7000	-2896,5051	0,0248	688,2177	32479,9826	202,7000
90	1,8679	0,0110	2,6923	-2894,6390	0,0249	688,2177	32479,9826	202,7000
91	1,8717	0,0111	2,6845	-2892,7692	0,0250	688,2177	32479,9826	202,7000
92	1,8754	0,0111	2,6768	-2890,8957	0,0251	688,2177	32479,9826	202,7000
93	1,8791	0,0111	2,6692	-2889,0184	0,0252	688,2177	32479,9826	202,7000
94	1,8828	0,0111	2,6616	-2887,1374	0,0253	688,2177	32479,9826	202,7000
95	1,8866	0,0112	2,6541	-2885,2527	0,0254	688,2177	32479,9826	202,7000
96	1,8903	0,0112	2,6466	-2883,3643	0,0255	688,2177	32479,9826	202,7000
97	1,8940	0,0112	2,6391	-2881,4722	0,0256	688,2177	32479,9826	202,7000
98	1,8977	0,0113	2,6317	-2879,5763	0,0257	688,2177	32479,9826	202,7000
99	1,9014	0,0113	2,6243	-2877,6767	0,0259	688,2177	32479,9826	202,7000
100	1,9051	0,0113	2,6170	-2875,7734	0,0260	688,2177	32479,9826	202,7000
101	1,9088	0,0114	2,6097	-2873,8665	0,0261	688,2177	32479,9826	202,7000
102	1,9125	0,0114	2,6024	-2871,9558	0,0262	688,2177	32479,9826	202,7000
103	1,9162	0,0114	2,5952	-2870,0414	0,0263	688,2177	32479,9826	202,7000
104	1,9199	0,0115	2,5881	-2868,1233	0,0264	688,2177	32479,9826	202,7000
105	1,9236	0,0115	2,5809	-2866,2015	0,0265	688,2177	32479,9826	202,7000
106	1,9273	0,0115	2,5738	-2864,2760	0,0266	688,2177	32479,9826	202,7000
107	1,9310	0,0116	2,5668	-2862,3468	0,0267	688,2177	32479,9826	202,7000
108	1,9347	0,0116	2,5598	-2860,4139	0,0268	688,2177	32479,9826	202,7000
109	1,9384	0,0116	2,5528	-2858,4774	0,0270	688,2177	32479,9826	202,7000
110	1,9421	0,0117	2,5459	-2856,5371	0,0271	688,2177	32479,9826	202,7000
111	1,9458	0,0117	2,5390	-2854,5932	0,0272	688,2177	32479,9826	202,7000
112	1,9495	0,0117	2,5322	-2852,6456	0,0273	688,2177	32479,9826	202,7000
113	1,9531	0,0118	2,5254	-2850,6943	0,0274	688,2177	32479,9826	202,7000
114	1,9568	0,0118	2,5186	-2848,7393	0,0275	688,2177	32479,9826	202,7000
115	1,9605	0,0118	2,5118	-2846,7807	0,0276	688,2177	32479,9826	202,7000
116	1,9642	0,0118	2,5051	-2844,8183	0,0277	688,2177	32479,9826	202,7000
117	1,9678	0,0119	2,4985	-2842,8524	0,0278	688,2177	32479,9826	202,7000
118	1,9715	0,0119	2,4918	-2840,8827	0,0280	688,2177	32479,9826	202,7000
119	1,9751	0,0119	2,4853	-2838,9094	0,0281	688,2177	32479,9826	202,7000
120	1,9788	0,0120	2,4787	-2836,9324	0,0282	688,2177	32479,9826	202,7000

Fasa Cair								
T (C)	cp (kJ/kg C)	Viskositas (cP)	Densitas (kg/m3)	Entalpi (kJ/kg)	Konduktivitas Panas (W/m.K)	Surface Tension (dyne/cm)	Mass Heat of vaporization (kJ/kg)	Heat of vaporization (kJ/kmol)
0	2,167	0,234	618,637	-2583,469	0,1060	15,386	431,245	27407,666
1	2,170	0,233	618,595	-2577,346	0,1058	15,349	430,395	27480,143
2	2,174	0,232	618,576	-2571,166	0,1056	15,314	429,624	27560,174
3	2,178	0,232	618,590	-2564,899	0,1055	15,281	428,961	27650,607
4	2,181	0,231	618,647	-2558,502	0,1054	15,250	428,442	27755,458

5	2,184	0,231	618,767	-2551,915	0,1053	15,224	428,120	27880,489
6	2,188	0,236	642,885	-2545,658	0,1051	15,191	428,131	28018,761
7	2,195	0,234	641,649	-2544,445	0,1048	15,059	428,973	28047,934
8	2,202	0,231	640,404	-2543,229	0,1044	14,928	429,826	28077,757
9	2,209	0,228	639,150	-2542,009	0,1040	14,797	430,690	28108,272
10	2,215	0,226	637,887	-2540,785	0,1037	14,667	431,564	28139,449
11	2,222	0,224	636,614	-2539,557	0,1033	14,536	432,459	28171,940
12	2,229	0,221	635,331	-2538,325	0,1029	14,405	433,344	28203,794
13	2,236	0,219	634,039	-2537,090	0,1026	14,275	434,249	28236,962
14	2,244	0,216	632,737	-2535,850	0,1022	14,145	435,167	28270,910
15	2,251	0,214	631,425	-2534,607	0,1018	14,015	436,098	28305,652
16	2,258	0,212	630,102	-2533,361	0,1014	13,885	437,041	28341,124
17	2,265	0,210	628,770	-2532,110	0,1011	13,755	437,995	28377,359
18	2,272	0,207	627,427	-2530,856	0,1007	13,626	438,961	28414,272
19	2,280	0,205	626,073	-2529,599	0,1003	13,496	439,941	28452,063
20	2,287	0,203	624,709	-2528,337	0,0999	13,367	440,930	28490,409
21	2,294	0,201	623,334	-2527,073	0,0995	13,238	441,934	28529,693
22	2,302	0,199	621,947	-2525,804	0,0991	13,109	442,951	28569,737
23	2,309	0,197	620,550	-2524,532	0,0988	12,981	443,981	28610,591
24	2,317	0,195	619,141	-2523,257	0,0984	12,852	445,017	28651,809
25	2,324	0,193	617,720	-2521,978	0,0980	12,724	446,075	28694,339
26	2,332	0,191	616,288	-2520,695	0,0976	12,596	447,142	28737,379
27	2,340	0,189	614,843	-2519,409	0,0972	12,468	448,227	28781,589
28	2,347	0,187	613,387	-2518,119	0,0968	12,340	449,327	28826,640
29	2,355	0,185	611,918	-2516,826	0,0964	12,212	450,441	28872,587
30	2,363	0,183	610,437	-2515,530	0,0959	12,085	451,569	28919,307
31	2,371	0,181	608,943	-2514,230	0,0955	11,958	452,712	28966,964
32	2,379	0,179	607,435	-2512,926	0,0951	11,832	453,869	29015,460
33	2,387	0,177	605,915	-2511,619	0,0947	11,708	455,037	29064,519
34	2,395	0,175	604,381	-2510,309	0,0943	11,583	456,227	29114,984
35	2,403	0,173	602,834	-2508,995	0,0939	11,459	457,429	29166,072
36	2,412	0,172	601,272	-2507,678	0,0936	11,335	458,649	29218,272
37	2,420	0,170	599,697	-2506,357	0,0932	11,211	459,885	29271,357
38	2,428	0,168	598,107	-2505,033	0,0928	11,088	461,137	29325,380
39	2,437	0,166	596,502	-2503,706	0,0924	10,964	462,406	29380,439
40	2,446	0,165	594,882	-2502,374	0,0920	10,841	463,685	29435,974
41	2,454	0,163	593,247	-2501,040	0,0916	10,719	464,987	29492,945
42	2,463	0,161	591,597	-2499,702	0,0912	10,596	466,306	29550,857
43	2,472	0,160	589,930	-2498,360	0,0908	10,474	467,642	29609,751
44	2,481	0,158	588,247	-2497,015	0,0904	10,353	468,996	29669,636
45	2,490	0,157	586,548	-2495,667	0,0900	10,231	470,367	29730,555
46	2,499	0,155	584,832	-2494,315	0,0896	10,110	471,760	29792,718
47	2,509	0,153	583,098	-2492,959	0,0892	9,989	473,161	29855,244
48	2,518	0,152	581,347	-2491,600	0,0888	9,868	474,588	29919,312
49	2,527	0,150	579,578	-2490,237	0,0884	9,748	476,023	29983,779
50	2,537	0,149	577,790	-2488,871	0,0880	9,628	477,489	30050,035

51	2,547	0,147	575,984	-2487,501	0,0876	9,509	478,971	30117,138
52	2,557	0,146	574,158	-2486,127	0,0872	9,389	480,472	30185,340
53	2,567	0,144	572,313	-2484,750	0,0867	9,270	481,984	30254,094
54	2,577	0,143	570,447	-2483,369	0,0863	9,151	483,523	30324,396
55	2,587	0,141	568,560	-2481,984	0,0859	9,033	485,082	30395,848
56	2,598	0,140	566,653	-2480,595	0,0855	8,915	486,655	30467,984
57	2,609	0,139	564,724	-2479,203	0,0851	8,797	488,256	30541,690
58	2,620	0,137	562,772	-2477,806	0,0847	8,680	489,876	30616,419
59	2,631	0,136	560,797	-2476,406	0,0842	8,563	491,510	30691,867
60	2,642	0,134	558,799	-2475,001	0,0838	8,446	493,167	30768,644
61	2,653	0,133	556,777	-2473,593	0,0834	8,330	494,841	30846,247
62	2,665	0,132	554,730	-2472,180	0,0830	8,214	496,538	30925,107
63	2,677	0,130	552,658	-2470,763	0,0825	8,098	498,251	31004,734
64	2,689	0,129	550,559	-2469,341	0,0821	7,983	499,988	31085,750
65	2,701	0,128	548,433	-2467,915	0,0817	7,868	501,745	31167,739
66	2,714	0,126	546,280	-2466,485	0,0812	7,754	503,524	31250,941
67	2,727	0,125	544,097	-2465,050	0,0808	7,639	505,320	31334,920
68	2,740	0,124	541,885	-2463,610	0,0804	7,526	507,136	31420,002
69	2,754	0,122	539,643	-2462,166	0,0799	7,412	508,974	31506,186
70	2,768	0,121	537,368	-2460,716	0,0795	7,299	510,831	31593,335
71	2,782	0,120	535,061	-2459,261	0,0791	7,187	512,709	31681,511
72	2,797	0,118	532,720	-2457,801	0,0786	7,075	514,599	31770,207
73	2,811	0,117	530,345	-2456,336	0,0782	6,963	516,513	31860,190
74	2,827	0,116	527,932	-2454,865	0,0777	6,852	518,448	31951,179
75	2,843	0,115	525,482	-2453,387	0,0773	6,741	520,401	32042,968
76	2,859	0,113	522,993	-2451,904	0,0768	6,630	522,373	32135,714
77	2,876	0,112	520,463	-2450,414	0,0764	6,520	524,358	32228,964
78	2,893	0,111	517,890	-2448,918	0,0759	6,411	526,365	32323,286
79	2,911	0,110	515,274	-2447,415	0,0754	6,302	528,384	32417,993
80	2,930	0,108	512,610	-2445,904	0,0750	6,193	530,435	32514,403
81	2,949	0,107	509,899	-2444,386	0,0745	6,085	532,493	32610,963
82	2,970	0,106	507,137	-2442,859	0,0740	5,977	534,564	32707,960
83	2,990	0,105	504,322	-2441,324	0,0736	5,870	536,650	32805,554
84	3,012	0,103	501,451	-2439,780	0,0731	5,764	538,759	32904,178
85	3,035	0,102	498,521	-2438,226	0,0726	5,658	540,885	33003,468
86	3,059	0,101	495,530	-2436,662	0,0722	5,552	543,014	33102,637
87	3,106	0,099	489,737	-2443,238	0,0714	5,371	558,393	33839,803
88	3,135	0,097	486,343	-2442,264	0,0709	5,262	561,404	33978,669
89	3,167	0,096	482,840	-2441,339	0,0704	5,153	564,485	34120,001
90	3,200	0,095	479,217	-2440,471	0,0699	5,045	567,651	34264,401
91	3,237	0,094	475,459	-2439,672	0,0694	4,937	570,909	34412,110
92	3,276	0,092	471,548	-2438,955	0,0688	4,829	574,271	34563,368
93	3,319	0,091	467,465	-2438,338	0,0683	4,721	577,760	34719,211
94	3,367	0,089	463,180	-2437,845	0,0678	4,613	581,395	34880,057
95	3,421	0,088	458,657	-2437,512	0,0672	4,505	585,207	35046,958
96	3,481	0,086	453,844	-2437,389	0,0667	4,397	589,238	35221,216

97	3,552	0,084	448,664	-2437,556	0,0661	4,291	593,569	35405,743
98	3,635	0,083	442,991	-2438,155	0,0657	4,187	598,327	35604,863
99	3,740	0,081	436,587	-2439,470	0,0652	4,078	603,746	35826,055
100	3,884	0,079	428,842	-2442,303	0,0647	3,960	610,528	36093,627
101	1,909	0,002	2,610	-2873,875	0,0576	1,845	688,218	32479,905
102	1,913	0,002	2,602	-2871,964	0,0574	1,807	688,218	32479,908
103	1,916	0,002	2,595	-2870,049	0,0572	1,769	700,504	33059,741
104	1,920	0,002	2,588	-2868,131	0,0570	1,731	688,218	32479,913
105	1,924	0,002	2,581	-2866,209	0,0568	1,693	700,504	33059,746
106	1,927	0,002	2,574	-2864,283	0,0566	1,656	688,218	32479,918
107	1,931	0,002	2,567	-2862,354	0,0563	1,618	688,218	32479,921
108	1,935	0,002	2,560	-2860,420	0,0561	1,581	700,504	33059,754
109	1,938	0,002	2,553	-2858,484	0,0559	1,544	700,504	33059,756
110	1,942	0,002	2,546	-2856,543	0,0557	1,507	688,218	32479,929
111	1,946	0,002	2,539	-2854,599	0,0554	1,471	688,218	32479,931
112	1,949	0,002	2,532	-2852,651	0,0552	1,434	688,218	32479,934
113	1,953	0,002	2,525	-2850,699	0,0549	1,398	688,218	32479,937
114	1,957	0,001	2,519	-2848,744	0,0547	1,362	688,218	32479,939
115	1,960	0,001	2,512	-2846,785	0,0544	1,327	688,218	32479,942
116	1,964	0,001	2,505	-2844,823	0,0542	1,291	688,218	32479,945
117	1,968	0,001	2,498	-2842,856	0,0539	1,256	688,218	32479,947
118	1,970	0,001	2,488	-2846,245	0,0536	1,215	688,089	32431,275
119	1,974	0,001	2,482	-2844,217	0,0533	1,180	688,090	32431,806
120	1,978	0,001	2,475	-2842,178	0,0530	1,146	688,092	32432,397

Lampiran A.2 Properti Fluida Kerja (Air Sungai)

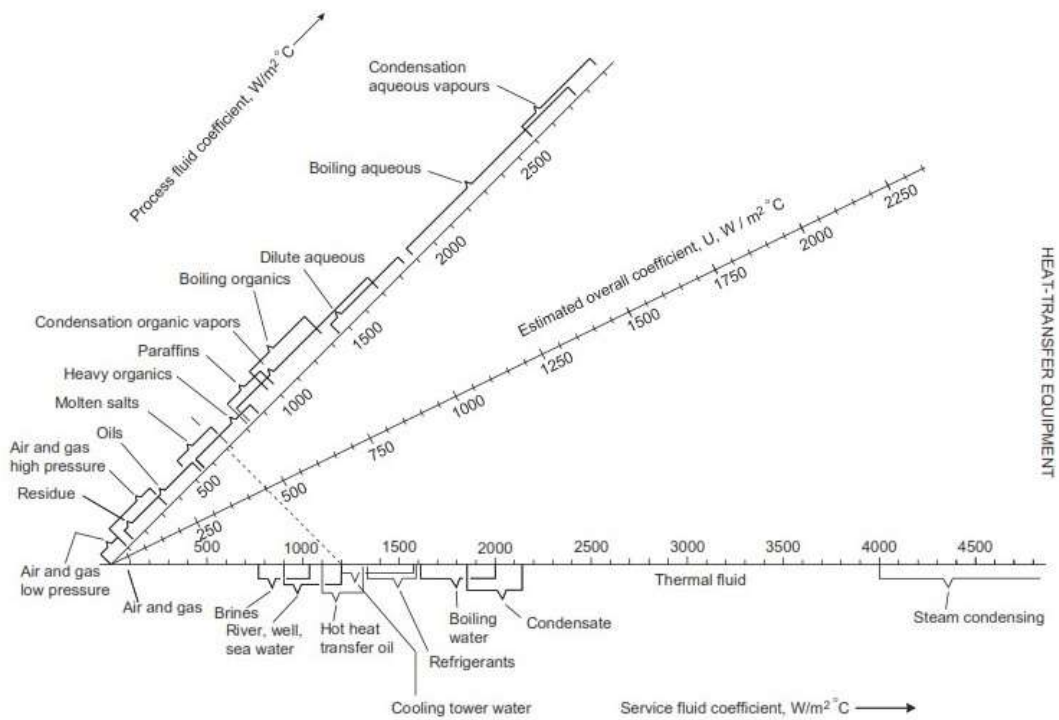
Properties fluida							
T (C)	cp (kJ/kg C)	Viskositas (cP)	Densitas (kg/m ³)	Entalpi (kJ/kg)	Konduktivitas Panas (W/m.K)	Surface Tension (dyne/cm)	Mass Flow (Ton/jam)
25	4,180	0,890	997,043	-15820,440	0,611	72,100	154,00
26	4,179	0,870	996,780	-15816,260	0,612	71,927	154,00
27	4,179	0,851	996,507	-15812,081	0,614	71,754	154,00
28	4,179	0,833	996,226	-15807,902	0,615	71,580	154,00
29	4,179	0,815	995,935	-15803,723	0,617	71,407	154,00
30	4,179	0,797	995,634	-15799,545	0,618	71,234	154,00
31	4,179	0,780	995,326	-15795,366	0,620	71,060	154,00
32	4,178	0,764	995,008	-15791,187	0,621	70,887	154,00
33	4,178	0,748	994,682	-15787,009	0,622	70,713	154,00
34	4,178	0,733	994,347	-15782,831	0,624	70,539	154,00
35	4,178	0,718	994,005	-15778,652	0,625	70,365	154,00
36	4,179	0,704	993,654	-15774,474	0,626	70,191	154,00
37	4,179	0,690	993,295	-15770,295	0,628	70,017	154,00
38	4,179	0,677	992,928	-15766,116	0,629	69,842	154,00
39	4,179	0,664	992,554	-15761,938	0,630	69,667	154,00

40	4,179	0,651	992,172	-15757,759	0,632	69,493	154,00
41	4,179	0,639	991,782	-15753,580	0,633	69,318	154,00
42	4,179	0,627	991,385	-15749,401	0,634	69,143	154,00
43	4,179	0,616	990,980	-15745,221	0,635	68,967	154,00
44	4,180	0,605	990,569	-15741,042	0,636	68,792	154,00
45	4,180	0,594	990,150	-15736,862	0,638	68,616	154,00
46	4,180	0,583	989,724	-15732,682	0,639	68,441	154,00
47	4,180	0,573	989,291	-15728,501	0,640	68,265	154,00
48	4,181	0,563	988,851	-15724,321	0,641	68,088	154,00
49	4,181	0,554	988,405	-15720,140	0,642	67,912	154,00
50	4,181	0,544	987,951	-15715,959	0,643	67,736	154,00
51	4,182	0,535	987,491	-15711,777	0,644	67,559	154,00
52	4,182	0,526	987,025	-15707,596	0,645	67,382	154,00
53	4,182	0,518	986,552	-15703,414	0,646	67,205	154,00
54	4,183	0,509	986,072	-15699,231	0,648	67,028	154,00
55	4,183	0,501	985,587	-15695,048	0,649	66,850	154,00
56	4,183	0,493	985,095	-15690,865	0,650	66,672	154,00
57	4,184	0,485	984,596	-15686,682	0,651	66,494	154,00
58	4,184	0,478	984,092	-15682,498	0,652	66,316	154,00
59	4,185	0,470	983,581	-15678,313	0,653	66,138	154,00
60	4,185	0,463	983,065	-15674,128	0,653	65,959	154,00
61	4,185	0,456	982,542	-15669,943	0,654	65,781	154,00
62	4,186	0,449	982,014	-15665,758	0,655	65,601	154,00
63	4,186	0,443	981,480	-15661,571	0,656	65,422	154,00
64	4,187	0,436	980,939	-15657,385	0,657	65,243	154,00
65	4,187	0,430	980,394	-15653,198	0,658	65,063	154,00
66	4,188	0,424	979,842	-15649,010	0,659	64,883	154,00
67	4,188	0,418	979,285	-15644,822	0,660	64,703	154,00
68	4,189	0,412	978,722	-15640,633	0,661	64,523	154,00
69	4,190	0,406	978,154	-15636,444	0,662	64,342	154,00
70	4,190	0,400	977,580	-15632,254	0,662	64,161	154,00
71	4,191	0,395	977,001	-15628,064	0,663	63,980	154,00
72	4,191	0,390	976,417	-15623,872	0,664	63,798	154,00
73	4,192	0,384	975,827	-15619,681	0,665	63,617	154,00
74	4,193	0,379	975,232	-15615,489	0,665	63,435	154,00
75	4,193	0,374	974,632	-15611,296	0,666	63,253	154,00
76	4,194	0,369	974,026	-15607,102	0,667	63,070	154,00
77	4,195	0,365	973,416	-15602,908	0,668	62,887	154,00
78	4,195	0,360	972,800	-15598,713	0,668	62,704	154,00
79	4,196	0,355	972,179	-15594,517	0,669	62,521	154,00
80	4,197	0,351	971,553	-15590,321	0,670	62,338	154,00
81	4,198	0,347	970,922	-15586,124	0,670	62,154	154,00
82	4,198	0,342	970,286	-15581,926	0,671	61,970	154,00
83	4,199	0,338	969,646	-15577,727	0,672	61,785	154,00
84	4,200	0,334	969,000	-15573,528	0,672	61,601	154,00
85	4,201	0,330	968,349	-15569,327	0,673	61,416	154,00

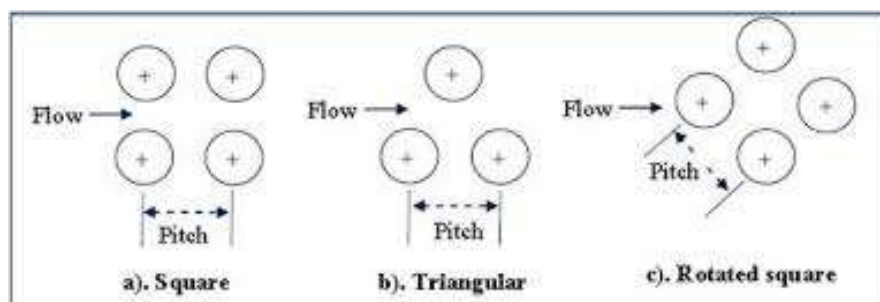
86	4,202	0,326	967,694	-15565,126	0,674	61,230	154,00
87	4,203	0,322	967,034	-15560,924	0,674	61,045	154,00
88	4,203	0,319	966,369	-15556,721	0,675	60,859	154,00
89	4,204	0,315	965,699	-15552,517	0,675	60,673	154,00
90	4,205	0,311	965,025	-15548,312	0,676	60,487	154,00
91	4,206	0,308	964,346	-15544,106	0,676	60,300	154,00
92	4,207	0,304	963,662	-15539,900	0,677	60,113	154,00
93	4,208	0,301	962,974	-15535,692	0,677	59,926	154,00
94	4,209	0,298	962,281	-15531,483	0,678	59,738	154,00
95	4,210	0,294	961,583	-15527,273	0,678	59,550	154,00
96	4,211	0,291	960,881	-15523,062	0,679	59,362	154,00
97	4,213	0,288	960,175	-15518,850	0,679	59,173	154,00
98	4,214	0,285	959,463	-15514,637	0,680	58,984	154,00
99	4,215	0,282	958,748	-15510,423	0,680	58,795	154,00
100	4,216	0,279	958,027	-15506,208	0,681	58,605	154,00

LAMPIRAN B

Lampiran B.1 Grafik Overall Coefficient



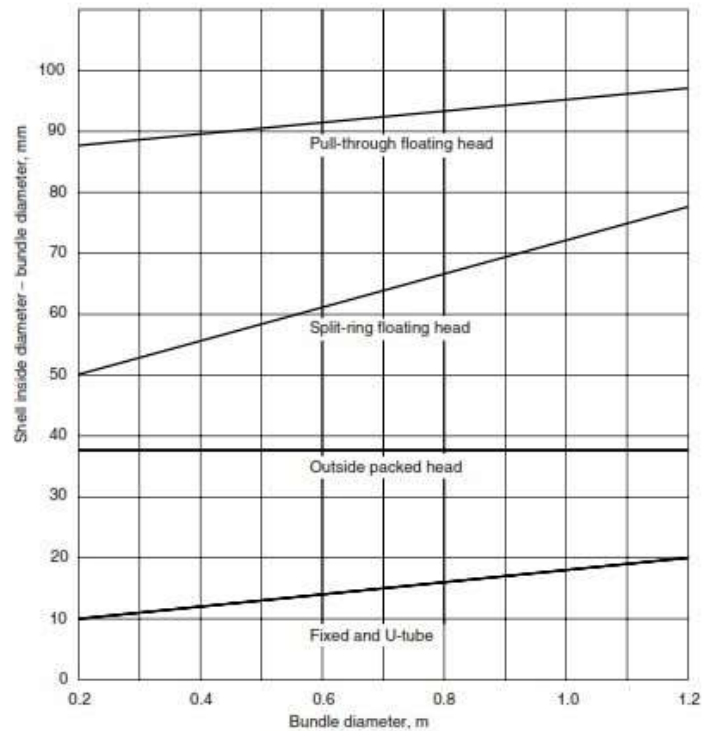
Lampiran B.2 Tube Pattern



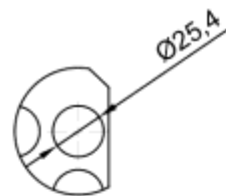
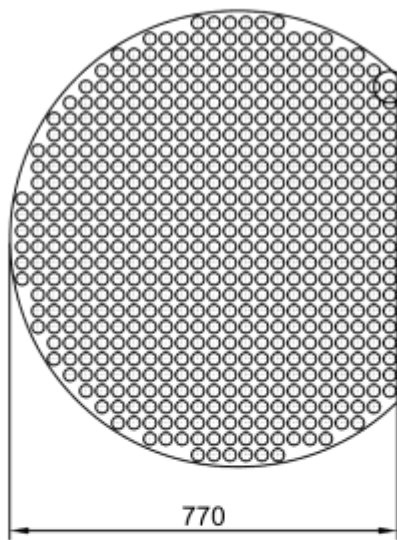
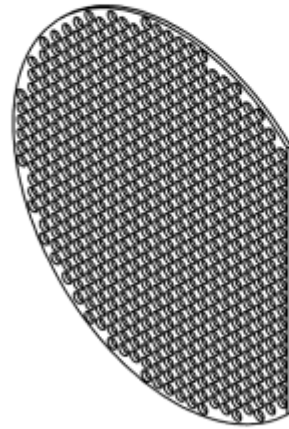
Lampiran B.3 Fouling Factor

Fluid	Coefficient ($W/m^2\text{ }^\circ C$)	Factor (resistance) ($m^2\text{ }^\circ C/W$)
River water	3000–12,000	0.0003–0.0001
Sea water	1000–3000	0.001–0.0003
Cooling water (towers)	3000–6000	0.0003–0.00017
Towns water (soft)	3000–5000	0.0003–0.0002
Towns water (hard)	1000–2000	0.001–0.0005
Steam condensate	1500–5000	0.00067–0.0002
Steam (oil free)	4000–10,000	0.0025–0.0001
Steam (oil traces)	2000–5000	0.0005–0.0002
Refrigerated brine	3000–5000	0.0003–0.0002
Air and industrial gases	5000–10,000	0.0002–0.0001
Flue gases	2000–5000	0.0005–0.0002
Organic vapours	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000–5000	0.0003–0.0002

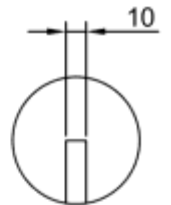
Lampiran B.4 Grafik Shell Bundle Clearence



LAMPIRAN C



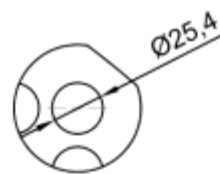
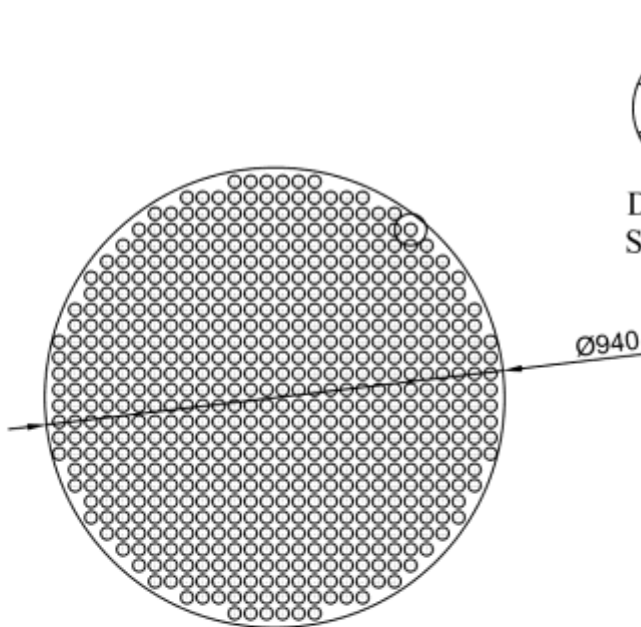
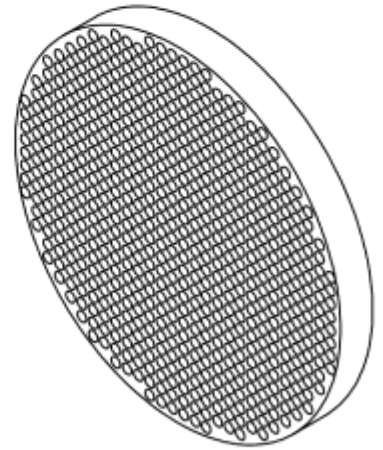
DETAIL B
SKALA 4:1



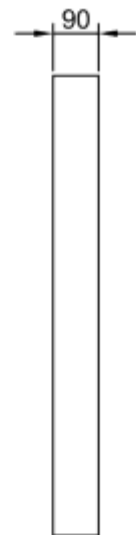
DETAIL A
SKALA 4:1



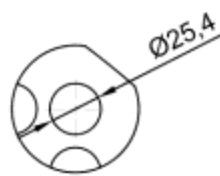
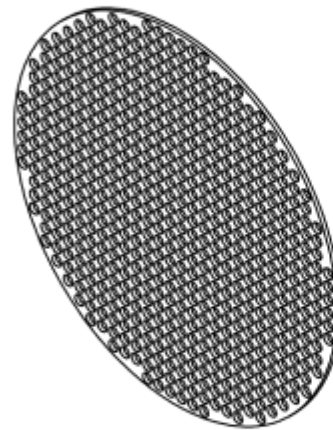
	Skala : 1 : 15	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	VERTICAL BAFFLE		NO 1	A4



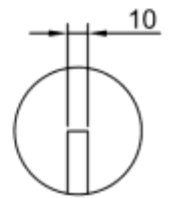
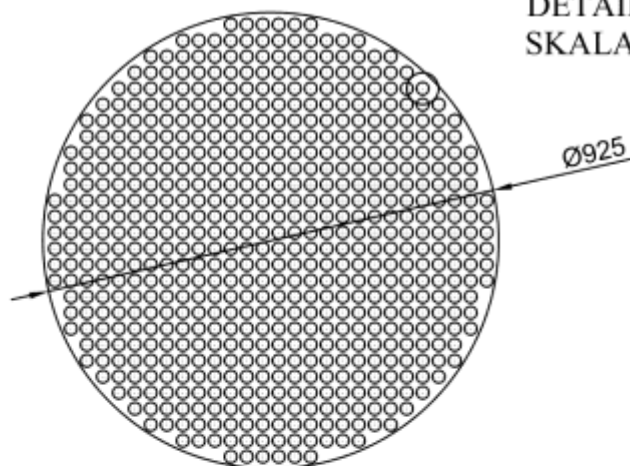
DETAIL A
SKALA 4:1



	Skala : 1 : 20	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	TUBESHEET		NO 2	A4



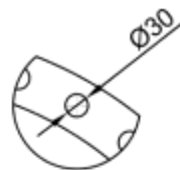
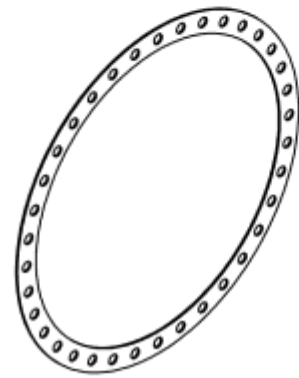
DETAIL B
SKALA 4:1



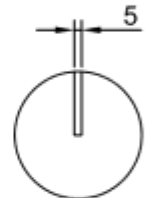
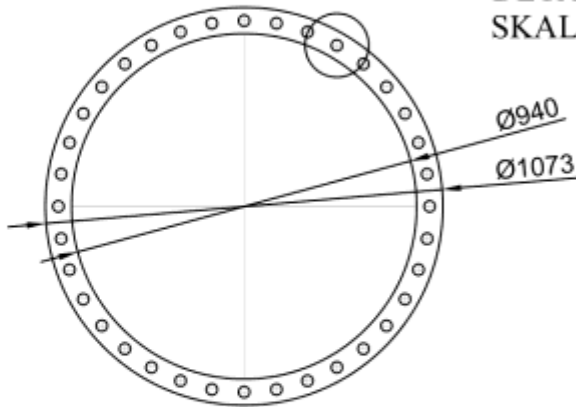
DETAIL A
SKALA 4:1



	Skala : 1 : 20	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	SPLIT PASS PLATE		NO 3	A4

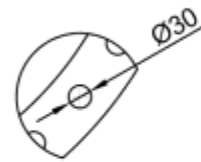
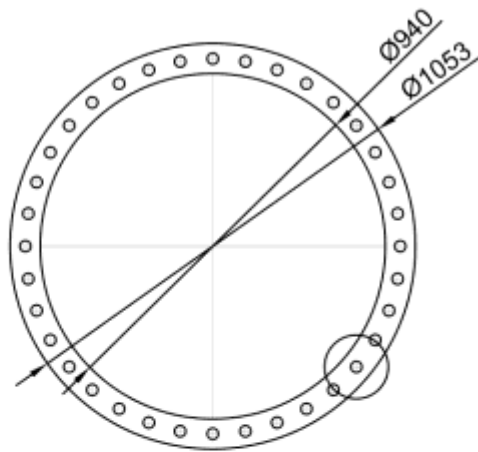


DETAIL A
SKALA 2:1

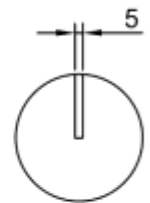


DETAIL B
SKALA 4:1

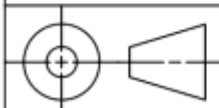
	Skala : 1 : 20	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	CHANNEL GASKET		NO 4	A4



DETAIL A
SKALA 2:1



DETAIL B
SKALA 4:1



Skala : 1 : 20
Satuan : mm
Tanggal : 20-08-2021

Digambar : Aulia Ramadhan
Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090
Diperiksa : Pembimbing

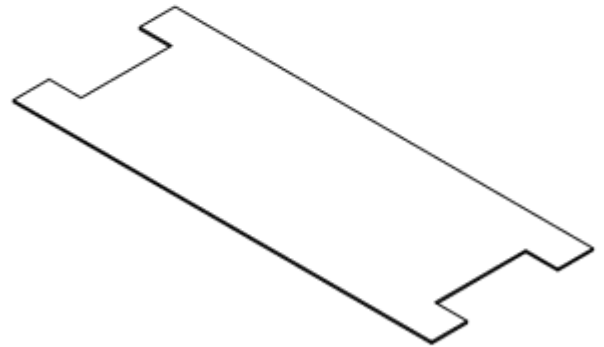
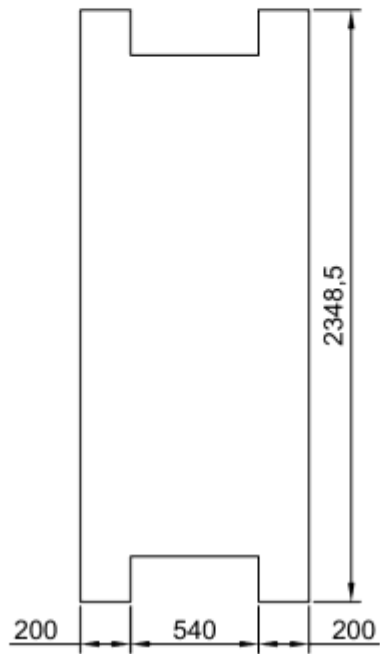
Keterangan :

FT-UNPAS

FLOATING HEAD GASKET

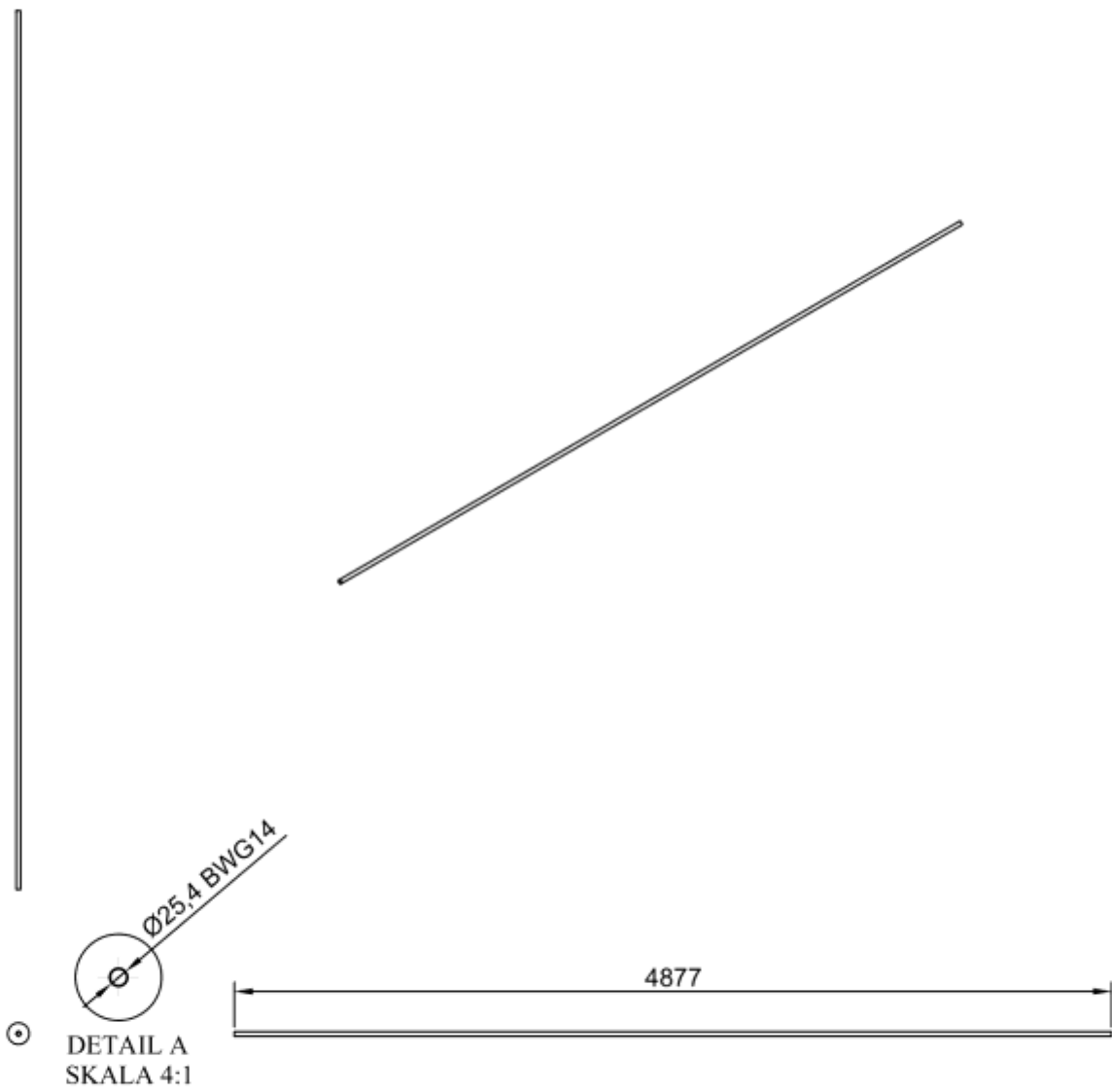
NO 5

A4

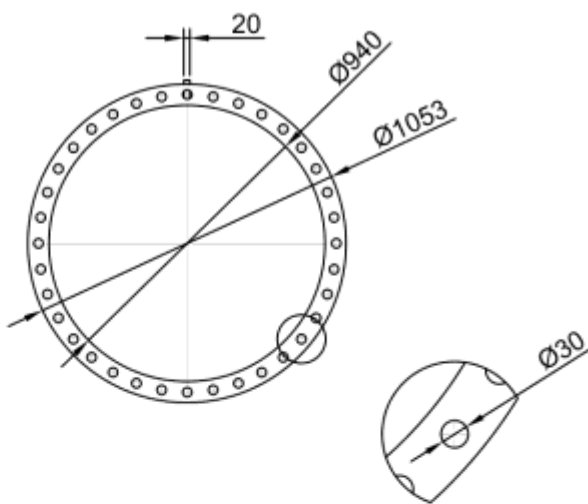
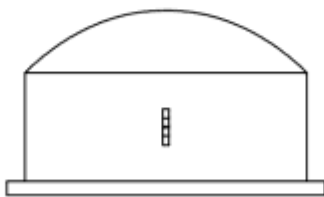


DETAIL A
SKALA 4:1

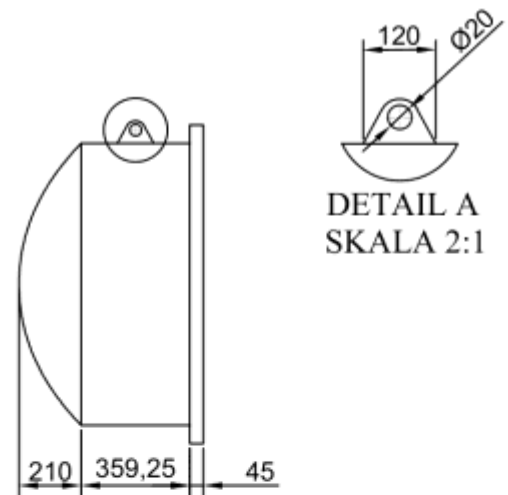
	Skala : 1 : 30	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	LONGITUDINAL BAFFLE PLATE		NO 6	A4



	Skala : 1 : 56	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	TUBE		NO 7	A4

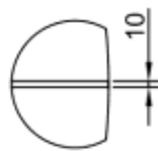
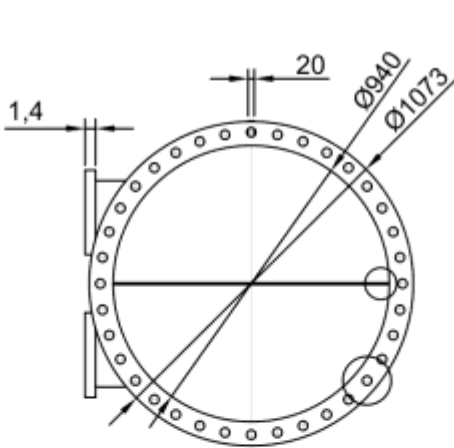
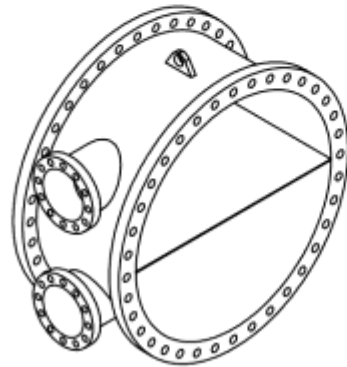
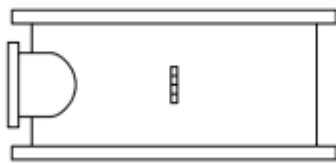


DETAIL B
SKALA 3:1

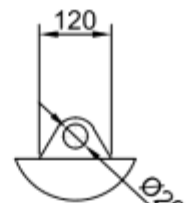
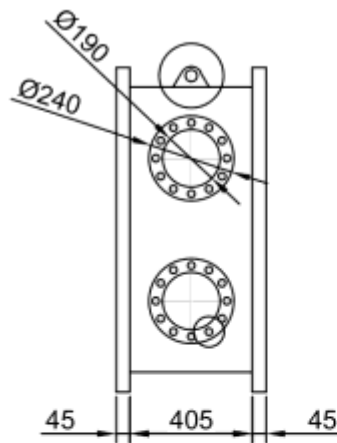


DETAIL A
SKALA 2:1

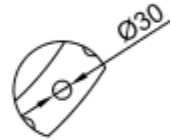
	Skala : 1 : 25	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	FLOATING HEAD COVER		NO 8	A4



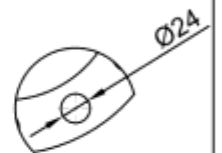
DETAIL D
SKALA 4:1



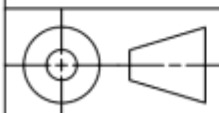
DETAIL A
SKALA 2:1



DETAIL C
SKALA 2:1



DETAIL B
SKALA 4:1



Skala : 1 : 25
 Satuan : mm
 Tanggal : 20-08-2021

Digambar : Aulia Ramadhan
 Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090
 Diperiksa : Pembimbing

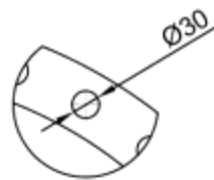
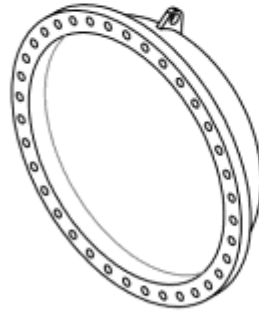
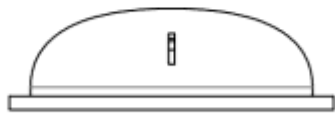
Keterangan :

FT-UNPAS

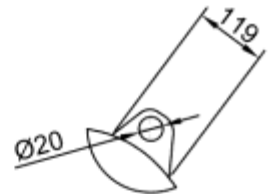
CHANNEL

NO 9

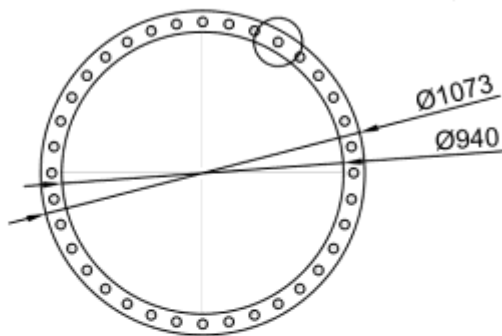
A4



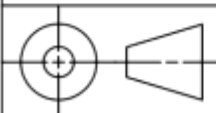
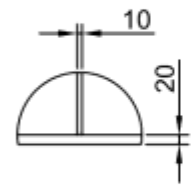
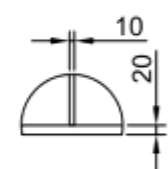
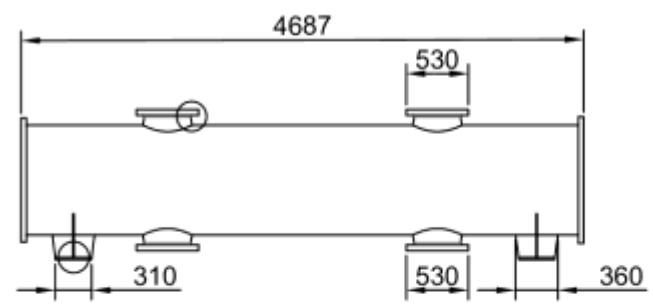
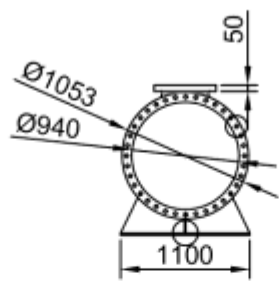
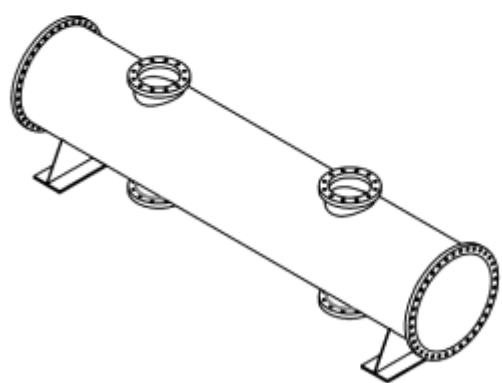
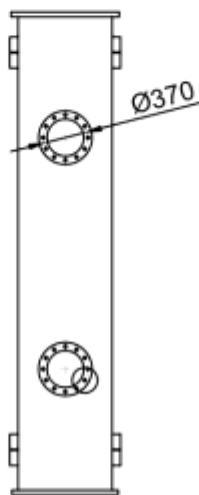
DETAIL B
SKALA 3:1



DETAIL A
SKALA 2:1



	Skala : 1 : 25	Digambar : Aulia Ramadhan	Keterangan :	
	Satuan : mm	Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090		
	Tanggal : 20-08-2021	Diperiksa : Pembimbing		
FT-UNPAS	REMOVABLE COVER		NO 10	A4



Skala : 1 : 70
 Satuan : mm
 Tanggal : 20-08-2021

Digambar : Aulia Ramadhan
 Dept/NRP : Teknik Mesin/173030090
 Diperiksa : Pembimbing

Keterangan :

FT-UNPAS	SHELL	NO 11	A4
----------	-------	-------	----

