

**TUGAS AKHIR**  
**EVALUASI *HEAT EXCHANGER* 21E-4ABCD**  
**PADA *HIGH VACUUM UNIT* I DI KILANG *LUBE OIL COMPLEX* I**  
**PT. KILANG PERTAMINA INTERNASIONAL RU IV CILACAP**



**Disusun Oleh :**

**Fitriyanti**

**NPM : 021190047**

**PROGRAM STUDI D3 TEKNIK KIMIA**  
**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN" YOGYAKARTA**

**2022**

**HALAMAN PENGESAHAN**  
**EVALUASI *HEAT EXCHANGER* 21E-4ABCD PADA *HIGH VACUUM UNIT* I**  
**DI KILANG *LUBE OIL COMPLEX* I PT. KILANG PERTAMINA**  
**INTERNASIONAL RU IV CILACAP**

Disusun Oleh :

Fitriyanti

NPM : 021190047

Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing I Tugas Akhir



Ir. Titik Mahargiani, M.T.

Pada Tanggal : .....

NIP. 19570619 199103 2 001

Dosen Pembimbing II Tugas Akhir



Susanti Rina Nugraheni, ST., M.Eng.

Pada Tanggal : .....

NIP. 19830922 202121 2 002



**TUGAS AKHIR**  
**EVALUASI *HEAT EXCHANGER 21E-4ABCD* PADA *HIGH VACUUM UNIT I***  
**DI KILANG *LUBE OIL COMPLEX I* PT. KILANG PERTAMINA**  
**INTERNASIONAL RU IV CILACAP**

Dipersiapkan dan disusun oleh

Fitriyanti NPM: 021190047

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji

Pada tanggal: 08 Desember 2022

**Susunan Dewan Penguji**

<p>Pembimbing Utama</p>  <p><u>Ir. Titik Mahargiani, M.T.</u> NIP. 19570619 199103 2 001</p>	<p>Pembimbing Pendamping</p>  <p><u>Susanti Rina Nugraheni, ST., M.Eng.</u> NIP. 19830922 202121 2 002</p>
<p>Penguji I</p>  <p><u>Ir. Faizah Hadi, M.T.</u> NIP. 19620730 199103 2 001</p>	<p>Penguji II</p>  <p><u>Ir. RR Endang Sulistyowati, M.T.</u> NIP. 19610420 198903 2 001</p>

Laporan ini telah diterima sebagai salah satu persyaratan  
Untuk memperoleh gelar Ahli Madya  
Koordinator Prodi D3 Teknik Kimia



Susanti Rina Nugraheni, S.T., M.Eng.  
NIP. 19830922 202121 2 002

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Adi Ilham, S.T., M.T.  
NIK. 2 7106 96 0126 1



## KATA PENGANTAR

Puja dan puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan hidayah yang senantiasa tercurahkan, sehingga penyusun dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini dengan baik. Laporan Tugas Akhir ini disusun dan diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan perkuliahan di Program Studi Diploma III Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta. Penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Dr. Adi Ilcham, ST.MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
2. Ibu Susanti Rina Nugraheni, ST.M.Eng selaku Koordinator Program Studi Diploma III Teknik Kimia Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
3. Ibu Titik Mahargiani, MT selaku Dosen Pembimbing terima kasih atas bimbingan dan dorongan motivasinya selama ini hingga terselesaikannya Laporan Tugas Akhir ini dengan baik.
4. Bapak, Ibu Dosen Program Studi Diploma III Teknik Kimia atas perhatian, dorongan dan ilmu yang tak ternilai harganya.
5. Semua pihak yang telah membantu hingga terselesaikannya laporan ini.

Penyusun sangat menghargai kritik dan saran yang membangun untuk kesempurnaan dari laporan ini. Penyusun sangat berharap agar laporan ini dapat bermanfaat bagi penyusun, pembaca dan masyarakat pada umumnya. Terimakasih.



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	i
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	iii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	iv
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	v
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	vi
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	vii
<b>ABSTRAK</b> .....	viii
<b>BAB I PROFIL PERUSAHAAN DAN SISTEM PRODUKSI</b> .....	1
1.1.    Profil perusahaan.....	1
1.2.    Sistem Produksi.....	12
<b>BAB II TUGAS KHUSUS</b> .....	27
2.1.    Latar Belakang .....	27
2.2.    Tujuan .....	27
2.3.    Tinjauan Pustaka .....	27
2.4.    Data Lapangan .....	38
2.5.    Metode Perhitungan .....	40
2.6.    Hasil Pengolahan Data dan Pembahasan .....	46
<b>BAB III KESIMPULAN</b> .....	49
<b>3.1.    Kesimpulan</b> .....	49
<b>3.2.    Saran</b> .....	50
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	51
<b>LAMPIRAN</b> .....	52



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Logo Baru PERTAMINA .....	4
Gambar 1.2. Struktur Organisasi PT. kilang pertamina internasional RU IV Cilacap .....	10
Gambar 1.3. Blok Diagram Alir Sederhana Lube Oil Complex .....	14
Gambar 1.4. Process Flow Diagram HVU I .....	15
Gambar 2.1. Double Pipe <i>Heat exchanger</i> .....	31
Gambar 2.2. Shell and Tube <i>Heat exchanger</i> .....	32
Gambar 2.3. Plate <i>Heat exchanger</i> .....	33
Gambar 2.4. Jenis-Jenis Susunan Tube .....	34
Gambar 2.5. Susunan <i>Tube Pitch</i> .....	34



## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Data Aktual <i>Heat exchanger</i> 21E-4ABCD.....	38
Tabel 2.2 Data Desain <i>Heat exchanger</i> 21E-4 ABCD.....	39
Tabel 2.3. Hasil pengolahan data .....	46



## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran I : Surat Tugas Magang .....	52
Lampiran 2 : Surat Keterangan Selesai Magang .....	53
Lampiran 3 : Process Flow Diagram Lube Oil Complex I Unit HVU PT. kilang pertamina internasional RU IV Cilacap .....	54
Lampiran 4 : Data-data primer dan sekunder .....	55
Lampiran 5 : Perhitungan <i>Performance Heat exchanger</i> 21E-4ABCD.....	57
Lampiran 6 : Grafik.....	66



## ABSTRAK

PT. Pertamina *Refinery* Unit IV Cilacap terbagi menjadi Kilang Minyak I, Kilang Minyak II, Kilang *Paraxylene*, Kilang LPG & *Sulphur Recovery Unit*, dan Kilang RFCC (*Resid Fluid Catalytic Cracking*). Kilang Minyak I didesain untuk menghasilkan produk BBM dan non-BBM (minyak dasar pelumas dan aspal) dari minyak mentah impor (*Arabian Light Crude, Iranian Light Crude, Basrah Light Crude*). Kilang Minyak II mengolah minyak mentah dalam negeri yang kadar sulfurnya lebih rendah. Bahan bakunya adalah campuran minyak mentah domestik dan impor (*Cocktail*). Kilang *Paraxylene* mengolah hasil naphta yang dihasilkan dari Kilang Minyak II. Kilang LPG & *Sulphur Recovery Unit* mengolah *off gas* dari berbagai unit di RU IV menjadi produk berupa LPG, kondensat, dan sulfur cair.

Perpindahan panas adalah proses yang sangat penting dalam dunia perindustrian. Ekonomisnya suatu proses pabrik sering ditentukan oleh keefektifan dari pemanfaatan dan *recovery* panas yang dikandung suatu bahan. Banyaknya *steam* dan sistem pendingin yang dibutuhkan ditentukan oleh efisiensi dari *heat exchanger* yang digunakan, yang terpenting dari karakter *heat exchanger* ini adalah terjadinya perpindahan panas dari fase yang bersuhu tinggi ke fase yang bersuhu rendah atau sebaliknya sesuai dengan fungsinya.

Tugas akhir ini bertujuan untuk mengevaluasi kinerja dari *heat exchanger* 21E-4ABCD pada *High Vacuum Unit* (HVU I) di Kilang *Lube Oil Complex I* (LOC I) PT. Kilang Pertamina Internasional RU IV Cilacap. Evaluasi ditinjau dari segi efisiensi, *fouling factor* dan *pressure drop*. Dari hasil perhitungan diperoleh nilai efisiensi *heat exchanger* sebesar 76.88 %, nilai *fouling factor* 0.0118 BTU /hr.ft<sup>2</sup> .°F, sedangkan *pressure drop* pada shell dan tube masing-masing diperoleh nilai 4.1448 Psi dan 2.3356 Psi. Ditinjau dari tiga parameter tersebut, kemampuan *heat exchanger* dalam mentransfer panas masih kurang baik sehingga diperlukan *maintenance* secara berkala.

Kata Kunci : *Heat exchanger, Shell, Tube*





## **BAB I**

### **PROFIL PERUSAHAAN DAN SISTEM PRODUKSI**

#### **1.1. Profil perusahaan**

##### **1.1.1. Sejarah Perusahaan**

Minyak bumi merupakan salah satu sumber energi utama yang masih digunakan, terutama untuk pembangkit tenaga listrik serta sebagai bahan bakar berbagai jenis mesin. Konsumsi minyak bumi ini terus meningkat terutama untuk keperluan dalam negeri diantaranya mencapai 34 % sebagai bahan bakar minyak (BBM) untuk kebutuhan pulau Jawa. Untuk itu, Pemerintah Indonesia mengeluarkan UU No. 19/1960 Tentang Perusahaan Negara dan UU No. 44/1960 Tentang Pertambangan Minyak dan Gas Bumi. Atas dasar kedua Undang-Undang tersebut, maka pada tahun 1961 dibentuk perusahaan negara sektor Minyak dan Gas Bumi, yaitu:

- PN PERTAMIN
- PN PERMINA

Kedua perusahaan tersebut bertindak selaku kuasa pertambangan yang usahanya meliputi bidang gas dan minyak bumi dengan kegiatan meliputi Eksplorasi, Eksploitasi, Pemurnian dan Pengelolaan Pengangkutan.

kedua perusahaan tersebut digabung menjadi PN PERTAMINA. Untuk kelanjutan dan perkembangannya, maka Pemerintah mengeluarkan UU No. 8/1971 Tentang PERTAMINA sebagai Pengelolaan Tunggal di Bidang Minyak Dan Gas Bumi di Indonesia. Kemudian berubah menjadi PT PERTAMINA (Persero) berdasarkan Peraturan Pemerintah No. 31 Tahun 2003 sebagai amanat dari pasal 60 UU no. 22 th 2001 tentang Minyak dan Gas Bumi.



Pada 13 November 2017 PT Kilang Pertamina Internasional (PT KPI) didirikan sebagai strategic holding company PT Pertamina (Persero) untuk menjalankan, mengendalikan, dan mengelola kegiatan investasi dan usaha terkait megaproyek pengolahan dan petrokimia.

Pada 28 November 2017 didirikan PT Pertamina Rosneft Pengolahan dan Petrokimia (PT PRPP) sebagai Anak Perusahaan PT KPI untuk mengelola pembangunan proyek New Grass Root Refinery (NGRR) Tuban yang merupakan proyek kerja sama antara PT Pertamina (Persero) dan Rosneft Oil Company.

PT KPI mendirikan kembali satu anak perusahaan pada 7 Mei 2019, yaitu PT Kilang Pertamina Balikpapan (PT KPB), yang bertujuan untuk mengelola pembangunan Proyek Refinery Development Master Plan (RDMP) RU V Balikpapan dan dipersiapkan untuk menjadi perusahaan patungan bekerja sama dengan mitra.

Pada bulan Juni 2020, PT KPI semakin berkembang perannya selain mengelola proyek-proyek infrastruktur juga pengembangan bisnis pengolahan dan petrokimia serta mengelola kilang-kilang pengolahan & petrokimia yang sebelumnya dikelola oleh PT Pertamina (Persero) yaitu Refinery Unit II Dumai, Refinery Unit III Plaju, Refinery Unit IV Cilacap, Refinery Unit V Balikpapan, Refinery Unit VI Balongan dan Refinery Unit VII Sorong. Perubahan peran tersebut ditandai dengan pengukuhan PT Kilang Pertamina Internasional sebagai Subholding Refining & Petrochemical sebagai bagian dari pembentukan Holding Migas. Perubahan peran ini, diikuti dengan pengangkatan Dewan Komisaris dan Direksi PT KPI yang baru.

PERTAMINA memiliki unit-unit operasi yang tersebar di seluruh Indonesia yang meliputi beberapa operasi Eksplorasi dan



Produksi, 7 Refinery Unit, 8 Unit Pemasaran. Sejalan dengan pembangunan yang meningkat pesat, maka kebutuhan akan produk minyak bumi akan semakin bertambah. Untuk itu perlu dibangun Refinery Unit minyak bumi guna memenuhi kebutuhan yang semakin meningkat tersebut. Dalam usaha tersebut, maka pada tahun 1974 dibangun kilang minyak di Cilacap yang dirancang untuk mengolah bahan baku minyak mentah dari Timur Tengah, dengan maksud selain untuk mendapatkan produk BBM, juga untuk mendapatkan bahan dasar minyak pelumas dan aspal. Pembangunan kilang di Cilacap merupakan pembangunan salah satu dari unit-Refinery Unit yang ada di Indonesia. Pertamina Refinery Unit IV Cilacap berada di bawah tanggung jawab Direktorat Hilir PERTAMINA. Refinery Unit IV Cilacap ini merupakan Refinery Unit terbesar yang dikelola PERTAMINA secara keseluruhan yang dilihat dari hasil produksinya. Kilang Minyak Cilacap didirikan dengan maksud untuk menghasilkan produk BBM dan non-BBM guna memenuhi kebutuhan dalam negeri yang selalu meningkat dan mengurangi ketergantungan terhadap suplai BBM dari luar negeri. Pembangunan kilang minyak di Cilacap dilaksanakan dalam tiga tahap, yaitu Kilang Minyak I, Kilang Minyak II, dan Kilang Paraxylene.

Pembangunan kilang di Cilacap merupakan pembangunan salah satu dari unit-unit pengolahan yang ada di Indonesia. Refinery Unit IV Cilacap ini merupakan unit pengolahan terbesar yang dikelola Pertamina secara keseluruhan yang dilihat dari hasil produksinya. Kilang Cilacap ini memasok 34% kebutuhan BBM nasional atau 67% kebutuhan BBM di Pulau Jawa. Selain itu, kilang ini merupakan satu-satunya kilang di tanah air saat ini yang memproduksi aspal dan base oil untuk kebutuhan pembangunan infrastruktur di tanah air. Kilang Minyak Cilacap didirikan dengan maksud untuk menghasilkan produk



BBM dan Non BBM guna memenuhi kebutuhan dalam negeri yang selalu meningkat dan mengurangi ketergantungan terhadap suplai BBM dari luar negeri.

## 1.1.2. Gambaran Umum Perusahaan

### 1.1.2.1. Visi, Misi, Motto, Logo, dan Slogan PT. KPI

#### 1. Visi PT. kilang pertamina internasional

“Sebagai Perusahaan Kilang Minyak dan Petrokimia Berkelas Dunia”.

#### 2. Misi PT. kilang pertamina internasional

Menjalankan bisnis Kilang Minyak dan Petrokimia secara Profesional dan berstandar Internasional dengan prinsip keekonomian yang kuat dan berwawasan lingkungan

#### 3. Logo dan Makna Logo PT. kilang pertamina internasional



Gambar 1.1. Logo Baru PERTAMINA

#### Makna dari logo Pertamina adalah:

1. Warna biru memiliki arti andal, dapat dipercaya dan bertanggung jawab.
2. Warna hijau memiliki arti sumber daya energi yang berwawasan lingkungan.
3. Warna merah memiliki arti keuletan dan ketegasan serta keberanian dalam menghadapi berbagai macam kesulitan.

#### Simbol grafis memiliki arti:



1. Bentuk anak panah menggambarkan aspirasi organisasi Pertamina untuk senantiasa bergerak ke depan, maju dan progresif. Simbol ini juga mengisyaratkan huruf “P” yakni huruf pertama dari Pertamina.
2. Tiga elemen berwarna melambangkan pulau-pulau dengan berbagai skala yang merupakan bentuk negara Indonesia.

#### **1.1.2.2. Lokasi pabrik**

Lokasi perusahaan adalah hal penting yang akan menentukan kelancaran perusahaan dalam menjalankan operasinya. Demikian halnya dalam menentukan lokasi kilang. Hal-hal yang menjadi pertimbangan meliputi biaya produksi, biaya operasi, dampak sosial, kebutuhan bahan bakar minyak, sarana, studi lingkungan dan letak geografis.

Pertamina RU IV Cilacap terletak di desa Lomanis, Kecamatan Cilacap Tengah, Kabupaten Cilacap, Jawa tengah. Beberapa pertimbangan dipilihnya Cilacap sebagai lokasi kilang adalah:

1. Studi kebutuhan BBM menunjukkan bahwa konsumsi terbesar adalah penduduk pulau Jawa.
2. Tersedianya sarana pelabuhan alami yang sangat ideal karena lautnya cukup dalam dan tenang karena terlindung pulau Nusakambangan.
3. Terdapatnya jaringan pipa Maos - Yogyakarta dan Cilacap - Padalarang sehingga penyaluran produksi bahan bakar minyak menjadi lebih mudah.



4. Daerah Cilacap dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai pusat pengembangan produksi untuk wilayah Jawa bagian selatan.

Dari hasil pertimbangan tersebut, maka dengan adanya areal tanah yang tersedia dan memenuhi persyaratan untuk pembangunan Kilang minyak, maka Refinery Unit IV dibangun di Cilacap dengan luas area total yang digunakan adalah 526,71 ha.

### 1.1.2.3. Produk yang Dihasilkan

- **Aspal**

Aspal diproduksi oleh Kilang LOC I/II/III, dihasilkan oleh jenis Crude Oil jenis Asphaltic berbentuk semisolid, bersifat Non Metalik, larut dalam CS<sub>2</sub> (Carbon Disulphide), mempunyai sifat waterproofing dan adhesive.

Dikemas dalam bentuk : bulk (curah), drum. Untuk kebutuhan skala kecil telah disediakan aspal kemasan karton ukuran 5, 10, 20 dan 25 kg.

#### **Jenis Produk**

Penetrasi 60/70 (60 Pen)

Penetrasi 80/100 (80 Pen)

#### **Kegunaan**

AspalPT. kilang pertamina internasional digunakan diberbagai proyek di Indonesia untuk:

1. Pembuatan jalan dan landasan pesawat yang berfungsi sebagai perekat, bahan pengisian dan bahan kedap air.
2. Juga dapat digunakan sebagai pelindung/coating anti karat, isolasi listrik, kedap suara atau penyekat suara dan getaran bila dipakai untuk lantai.



- **Heavy Aromate**

Heavy Aromate adalah produk sampingan dari KilangPT. kilang pertamina internasional Refinery Unit IV Cilacap yang diproduksi oleh unit Naptha Hydro Treater.

**Kegunaan**

Sebagai bahan solvent.

- **Lube Base Oil**

Lube Base Oil adalah bahan baku pelumas atau disebut pelumas dasar, diproduksi oleh MEK Dewaxing Unit (MDU) I, II, dan III di KilangPT. kilang pertamina internasional Refinery Unit IV Cilacap.

Diproduksi dalam bentuk cair.

**Jenis Produk**

High Viscosity Index (HVI) - 60

High Viscosity Index (HVI) - 95

High Viscosity Index (HVI) - 160S

High Viscosity Index (HVI) - 160B

High Viscosity Index (HVI) - 650

**Kegunaan**

Sebagai bahan baku minyak pelumas berbagai jenis permesinan baik berat maupun ringan. Selain itu lube base oil juga digunakan untuk bahan kosmetika.

- **Low Sulphur Waxy Residue**

Low Sulphur Waxy Residue (LSWR) merupakan bottom produk yang diproduksi oleh Crude Distilasi Unit KilangPT. kilang pertamina internasional Refinery Unit IV Cilacap.

**Kegunaan**



Sebagai bahan baku untuk diproses lebih lanjut menjadi berbagai produk BBM dan NBM, disamping dapat dimanfaatkan sebagai pemanas di negara-negara bersuhu dingin.

- **Minarex**

Minarex dihasilkan oleh Kilang minyak PT. kilang pertamina internasional Refinery Unit IV Cilacap untuk memenuhi kebutuhan processing oil pada industri barang karet, ban dan tinta cetak.

Minarex sebagai processing aid sangat penting perannya dalam pembuatan komponen karet pada industri ban dan industri barang karet, yaitu:

1. Memperbaiki proses penulakan dan pemekaran karet.
2. Menurunkan kekentalan komponen karet.

**Jenis Produk**

Minarex A

Minarex B

Minarex H

**Kegunaan**

Minarex digunakan sebagai "pelarut" pada industri cetak, sehingga kualitas tinta menjadi lebih baik.

- **Paraffinic Oil**

Paraffinic oil produksi Kilang PT. kilang pertamina internasional Refinery Unit IV Cilacap adalah *processing oil* dari jenis Paraffinic dengan komposisi Paraffinic Hydrocarbon, Naphthenic, dan sedikit Aromatic Hydrocarbon.



### **Jenis Produk**

Paraffinic Oil 60

Paraffinic Oil 95

### **Kegunaan**

Paraffinic oil pada umumnya digunakan sebagai *processing oil* pada produk karet yang berwarna terang yaitu sebagai:

1. Bahan kimia pembantu pada industri penghasil barang karet seperti ban kendaraan bermotor, tali kipas, suku cadang kendaraan.
2. Processing oil dan extender untuk polymer karet alam dan karet sintesis
3. Base oil untuk tinta cetak

- **Toluene**

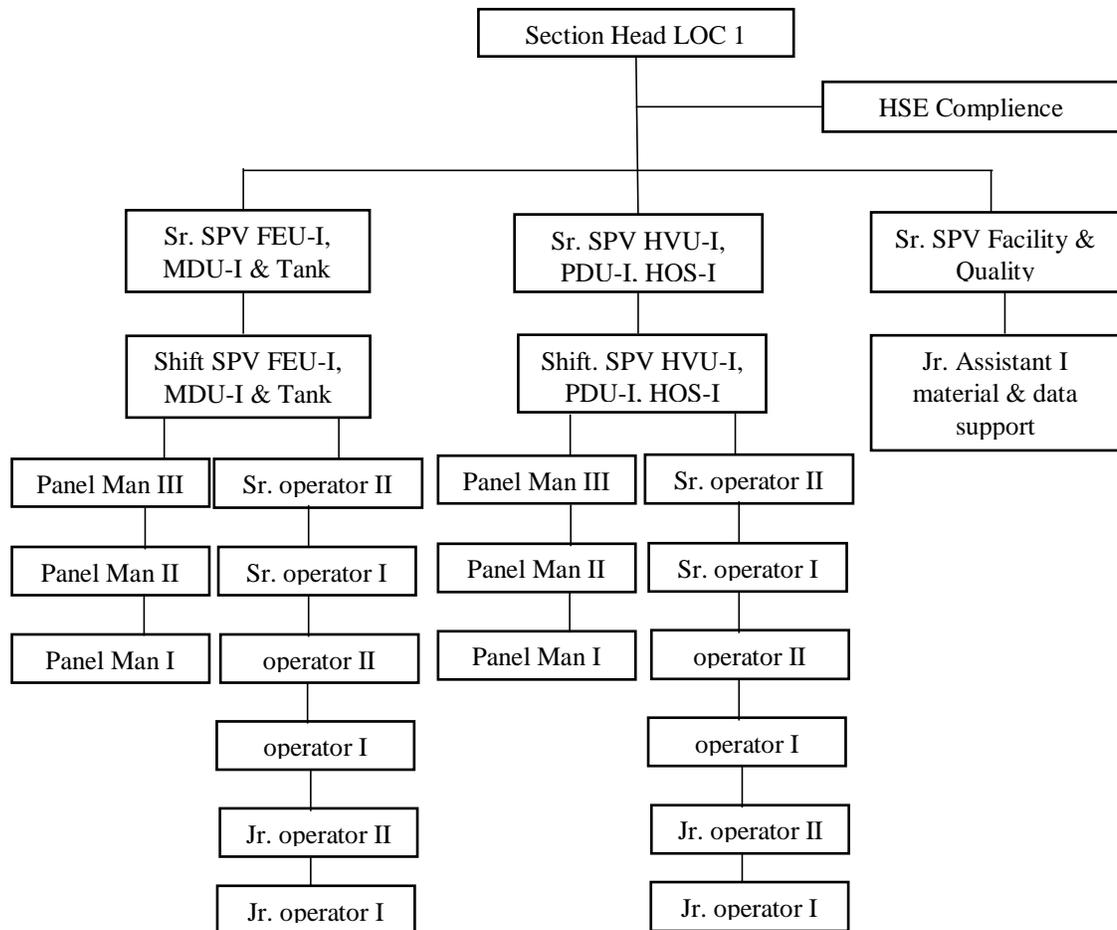
Toluene diproduksi oleh Kilang Minyak PT. kilang pertamina internasional Refinery Unit IV Cilacap dalam bentuk cair.

### **Kegunaan**

Sebagai bahan baku TNT (Bahan Peledak), solvent, pewarna, pembuat resin. Juga untuk bahan parfum, pembuat plasticizer dan obat-obatan.

### **1.1.3. Struktur Kepemimpinan dan Manajemen Perusahaan**

Untuk melakukan seluruh proses pengelolaan di lingkungan kerja PT. Kilang Pertamina Internasional RU IV Cilacap memiliki struktur organisasi sebagaimana ditunjukkan pada gambar berikut.



Gambar 1.2. Struktur Organisasi PT. kilang pertamina internasional RU IV Cilacap

(Sumber : PT. Kilang Pertamina Internasional, 2022)

Refinery Unit IV Cilacap dipimpin oleh seorang General Manager yang membawahi:

1. Senior Manager Operation & Manufacturing
2. Manager Engineering and Development
3. Manager Reliability
4. Manager Health, Safety Environment



5. Manager Procurement
6. Manager OPI
7. Area Manager Legal Counsel
8. Area Manager Asset Operation
9. Area Manager Communication & CSR
10. Area Manager Finance
11. Manager Human Capital

Sedangkan Senior Manager Operation and Manufacturing membawahi 8 manager, yaitu:

1. Manager Production I
2. Manager Production II
3. Manager Production III
4. Manager Maint. Planning & Support
5. Manager Execution I
6. Manager Execution II
7. Manager Ref. Planning & Optimization
8. Manager Turn Arround

Dalam melakukan tugas dan kegiatannya kepala bidang dibantu oleh kepala sub bidang, kepala seksi dan seluruh perangkat operasi di bawahnya.



## 1.2. Sistem Produksi

### 1.2.1. Bahan Baku

*High Vacuum Unit* (HVU) yaitu unit operasi yang berfungsi memisahkan *feed long residue* menjadi fraksi-fraksi *gas oil*, *waxy distillate* (SPO, LMO dan MMO) dan *short residue*. Unit ini mengolah *long residue* dari CDU I di Kilang FOC I untuk menghasilkan distilat yang akan diproses lebih lanjut menjadi bahan dasar minyak pelumas. Proses yang dipakai adalah vakum distilasi dengan kapasitas pengolahan 2.574 ton/hari.

### 1.2.2. Produk

Hasil yang diperoleh dari unit HVU I adalah :

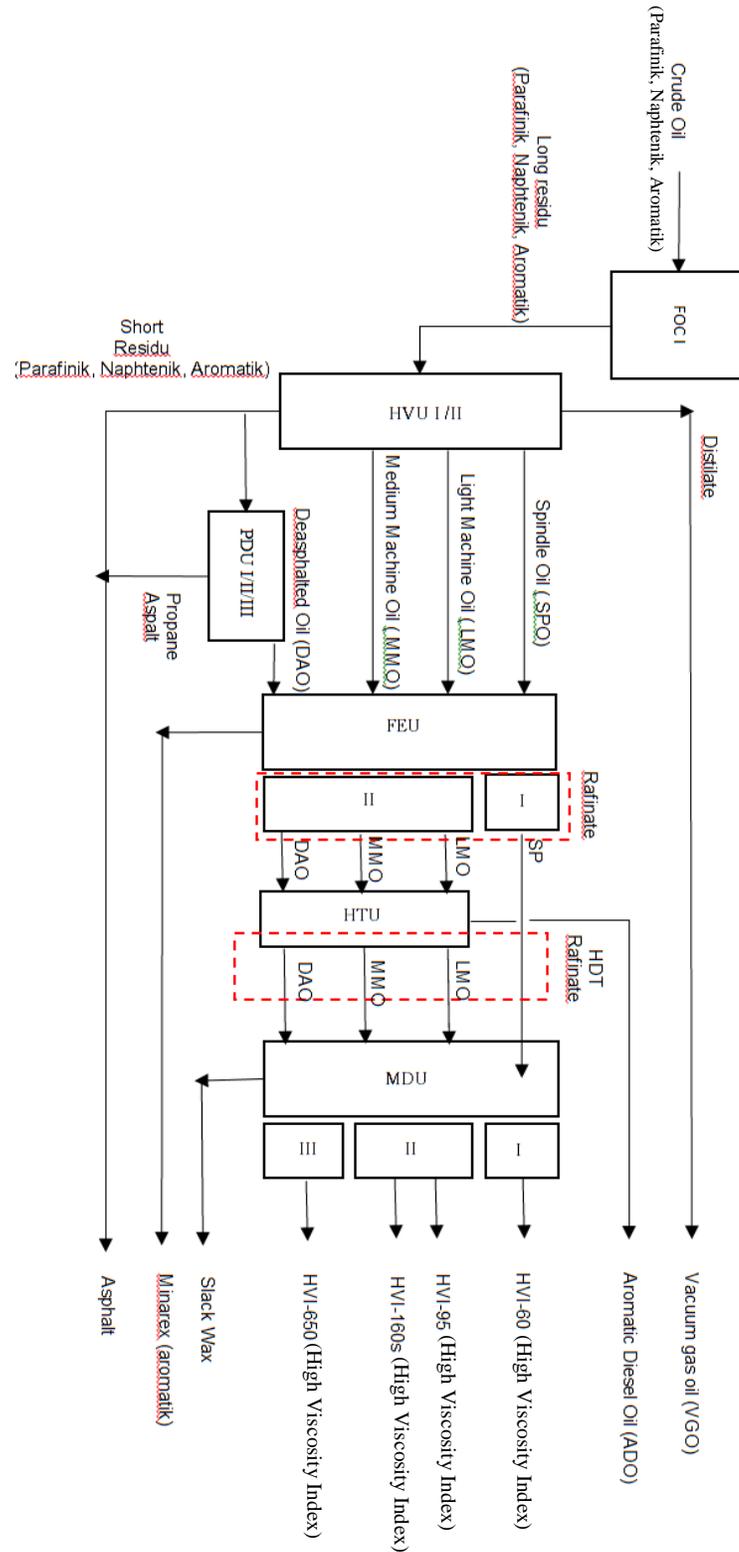
- a. Spindle Oil (SPO), untuk diolah lebih lanjut pada unit FEU I dan MDU I
- b. Light Machine Oil (LMO), untuk diproses lebih lanjut di Kilang LOC II dan III
- c. Medium Machine Oil (MMO), untuk diproses lebih lanjut di Kilang LOC II dan III
- d. Short Residue, yang akan digunakan sebagai feed pada unit PDU
- e. Hasil lainnya, yaitu Vacuum Gas Oil (VGO), Light Medium Machine Oil (LMMO), dan black oil yang semuanya digunakan untuk blending fuel oil.
- f. Hasil samping berupa off gas, light oil, intermediate distillate (IDIS), LMMO. Semua jenis produk tersebut harus diolah lebih lanjut sehingga memperoleh produk akhir yaitu High Viscosity Index (HVI) lube base oil dan sour water, yang akan diolah lebih lanjut di unit pengolahan limbah.

### 1.2.3. Proses Produksi pada *Lube Oil Complex* (LOC)

Umpan minyak mentah (*Crude oil*) akan di pisahkan pada *Fuel Oil Complex* (FOC) pada Unit CDU dengan menghasilkan fraksi berat produk distilasi yang dinamakan *Long Residue*. *Long Residue* menjadi umpan LOC dan menghasilkan beberapa produk minyak pelumas yakni



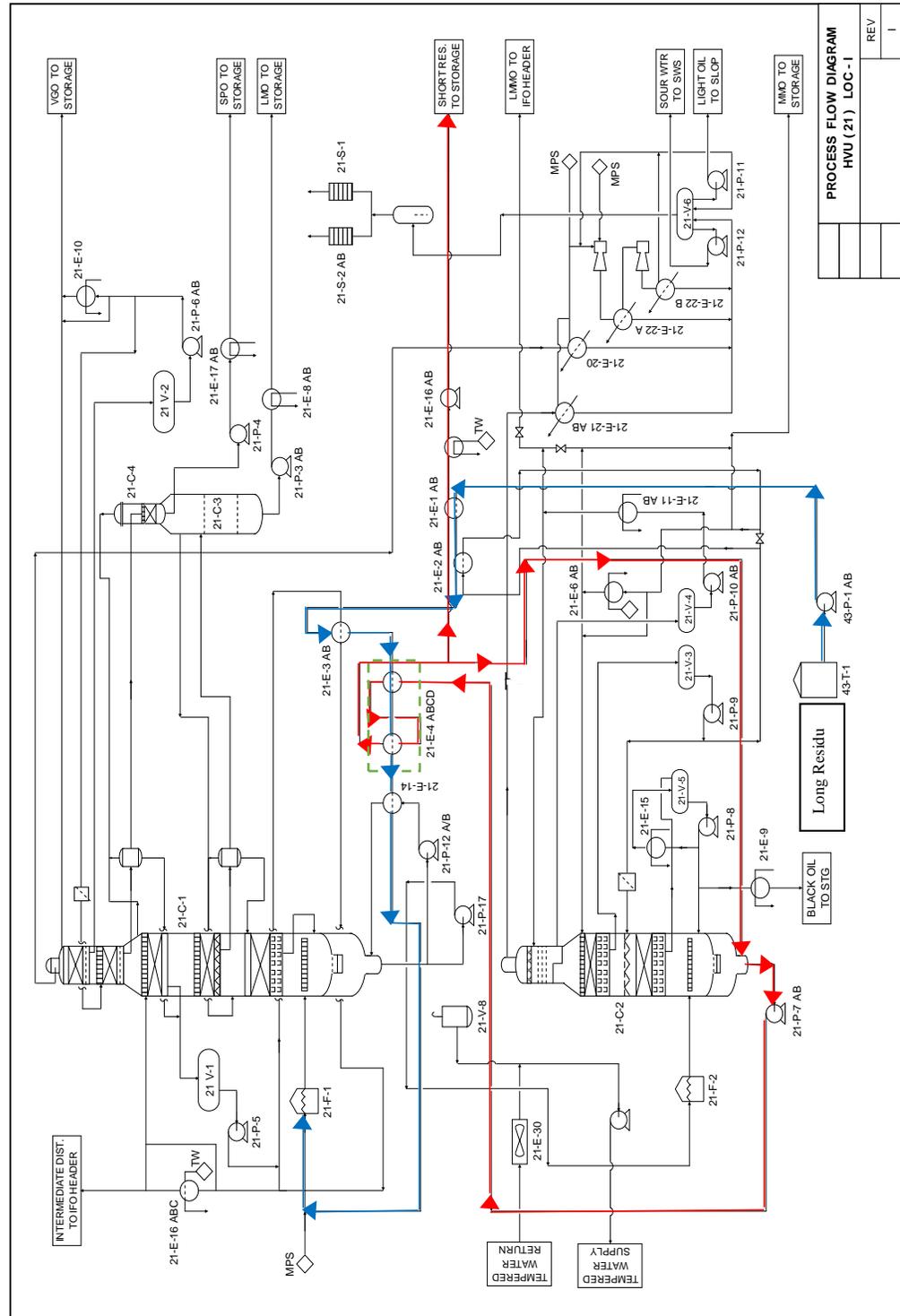
HVI-60, HVI-95, HVI-160S, HVI-650. Selain menghasilkan minyak pelumas, LOC juga menghasilkan beberapa produk lainnya yaitu Vacuum gas oil (VGO), ADO, Slack wax, Minarex, dan Asphalt Blending. Blok diagram alir sederhana LOC dapat dilihat pada gambar 1.3.



Gambar 1.3. Blok Diagram Alir Sederhana Lube Oil Complex



### 1.2.4. Uraian Proses pada High Vacuum Unit I (HVU I)



Gambar 1.4. Process Flow Diagram HVU I



Pada Proses Flow Diagram Gambar 1.4 (Unit HVU I) produksi menggunakan pengolahan dengan distilasi vakum yang bertujuan untuk mengolah minyak berat (*long residue*) yang fraksi-fraksinya tidak dapat dipisahkan pada kolom CDU. Distilasi vakum ini dimaksudkan untuk memisahkan minyak yang terkandung dalam produk long residu dari distilasi atmosferic yang tidak dapat dipisahkan dalam kondisi atmosferic, karena minyak-minyak tersebut mempunyai titik didih diatas suhu crack nya sehingga dengan tekanan vakum, minyak tersebut titik didihnya akan turun dan dapat dipisahkan pada suhu dibawah suhu crack dalam tekanan dibawah atmosferic (tekanan vakum). Maka digunakan proses distilasi vakum dengan tekanan kurang dari 1 atm (0,4 atm) serta suhu berkisar antara 700°F. Produk dihasilkan dari beberapa tahapan, yaitu :

1. Proses Pemanasan

Pemanasan ini dimaksudkan untuk membantu furnace dalam mencapai temperatur optimum sehingga fraksi berat dan ringan dapat dipisahkan dengan baik pada kolom distilasi.

- a. Pemanasan pada Heat Exchanger (21-E-1,2,3, 4 dan 14)

Umpan berupa long residue dipompakan menggunakan pompa 43-P-1- AB masuk ke heat exchanger 21-1-AB pada suhu 110°C dan keluar pada suhu 137°C. Sebagai media pemanas pada HE adalah short residue (hasil bawah unit PDU I) yang masuk pada suhu 351°C dan keluar dari HE-1 pada suhu 263°C. Kemudian long residue dipanaskan lebih lanjut dalam 21-E-2AB dan keluar pada suhu 186°C, selanjutnya long residue dipanaskan pada 21-E-3 AB hingga keluar pada suhu 248°C, kemudian long residue masuk 21-E-4AB. Long residue keluar dari 21-E-4 AB pada suhu 301°C. Long residue



kemudian masuk ke 21-E-14 pada suhu  $301^{\circ}\text{C}$  dan keluar pada suhu  $307^{\circ}\text{C}$ .

b. Pemanasan pada Furnace

Furnace berfungsi sebagai pemanas lanjutan dari long residue, yang sebelumnya mendapat pemanasan awal di dalam heat exchanger. Perpindahan panas furnace terjadi secara tidak langsung dengan media perantara berupa tube-tube yang di dalamnya mengalir long residue. Sedangkan sumber panasnya berasal dari pembakaran bahan bakar. Long residue setelah melalui heat exchanger 21-E-1,2,3, 4 dan 14 kemudian masuk furnace 21-F-1 melalui tube bagian atas (convection section) dan diteruskan bagian bawah (radiant section). Panas hasil pembakaran digunakan untuk memanasi seluruh ruang bakar dan tube-tube yang di dalamnya mengalir long residue. Pemanasan dilakukan secara bertahap yaitu dari panas yang rendah ke panas yang tinggi. Untuk itu long residue dilewatkan tube bagian atas yang panasnya lebih rendah dibandingkan dengan tube bagian bawah. Semuanya itu untuk menghindari kerusakan pada long residue yang dikarenakan adanya perubahan mendadak pada suhu tinggi pemanasan menyebabkan perengkahan (cracking). Long residue keluar furnace pada suhu  $380^{\circ}\text{C}$  ( $716^{\circ}\text{F}$ ), Kemudian dialirkan menuju kolom distilasi 21-C-1.

2. Proses Penguapan dan Pemisahan

Long residue keluar dapur dimasukkan ke dalam kolom distilasi di bagian flash zone, di sini akan terjadi pemisahan antara uap dan cairannya. Uap naik keatas yang terdiri dari uap distilate dan uap air dari steam stripping dan cross over steam. Steam cross over adalah steam yang diinjeksikan ke dalam



umpan sebelum memasuki ke seksi radiasi di dalam furnace yang berfungsi untuk mengurangi waktu tinggal feed di dalam furnace. Sedangkan steam stripping dari dasar kolom untuk membantu penguapan fraksi ringan yang terikat pada fraksi beratnya. Uap yang naik keatas akan terpisah-pisah sebagai produk. Adapun produk-produk diambil dari top column adalah gas dan light oil, kemudian dari tray atas kebawah adalah VGO, SPO, LMO, MMO dan black oil yang akan masuk ke kolom stripper (21-C-3 dan 4) untuk dipisahkan fraksi-fraksi ringannya yang masih terikat. Sedangkan produk bottom column adalah short residue dan diolah lebih lanjut di unit PDU.

Tabel 1.2. Disain Spesifikasi Feed Long Residue Unit HVU's

<b>Parameter</b>	<b>Unit</b>	<b>Nilai</b>
SG 15/4 °C		0.9525
Kin. Visc. at 100 °C	cSt	33.9
Sulphur Content	%-wt	3.0
Flash Point	°C	152
Fraction TBP 350 °C Minus	%-wt	4.3
Fraction TBP 370 °C Minus	%-wt	7.3
Max. Fraction TBP 370 °C Minus	%-wt	6.5
Yield on Crude	%-wt	45.1
Short Residue Yield on Crude	%-wt	23.0



## **1.2.5. Sistem Pengendalian Proses dan Penjaminan mutu produk**

### **1.2.5.1. Sistem Pengendalian Proses**

Untuk sistem pengendalian proses pada RU IV Cilacap di gunakan Distributed Control System atau DCS merupakan suatu platform untuk suatu sistem dengan kontrol dan operasi otomatis atau proses industri. Dalam arti lain, DCS merupakan “otak” dari sistem kendali. DCS menggabungkan dan mengintegrasikan Human Machine Interface (HMI), kontroler, historian, database dan manajemen alarm ke dalam sistem otomatis tunggal. DCS diciptakan untuk mengendalikan beberapa pengendali yang saling terpisah yang bekerja pada berbagai operasi yang bersifat kontinyu. Semuanya terkoneksi menggunakan protokol komunikasi berkecepatan tinggi.

Pada 1980-an, industri mulai melihat DCS sebagai lebih dari sekadar kontrol proses dasar. Implementasi pertama DCS dengan kontrol digital langsung diselesaikan pada tahun 1981-82 oleh perusahaan Australia bernama Midac dengan perangkat keras yang dikembangkan oleh RTec Australia. Sistem yang dipasang di University of Melbourne menggunakan jaringan komunikasi serial yang menghubungkan gedung kampus ke ruang kendali “front-end”. Setiap unit kendali jarak jauh menjalankan dua mikroprosesor Z80, sedangkan “front-end” menjalankan sebelas Z80 dalam konfigurasi pemrosesan paralel dengan halaman memori bersama untuk berbagi tugas, dan mengendalikan hingga 20.000 objek kontrol dapat berjalan secara bersamaan.

DCS tersusun dari beberapa bagian atau peranti. Beberapa diantaranya seperti komputer pusat, komputer umum, komputer atau kontroler lokal, display, database dan jalur data.



Komputer pusat merupakan komputer utama yang terhubung dengan semua yang terkait dengan sistem operasi. Komputer umum merupakan unit kendali yang digunakan untuk melakukan optimasi, pengaturan lanjutan dan sebagainya. Komputer lokal digunakan untuk mengendalikan secara langsung suatu proses, yang biasanya, berbasis PID. Display berfungsi untuk menampilkan suatu grafik atau analisis dari suatu proses. Database berfungsi untuk menyimpan dan mengumpulkan data-data. Dan yang terakhir, jalur data merupakan saluran transmisi data digital yang menghubungkan semua peranti-peranti dalam sistem.

#### **1.2.5.2. Penjaminan mutu produk**

Penjaminan mutu produk pada RU IV Cilacap menggunakan analisa di laboratorium. berdasarkan hasil diskusi dan presentasi dengan Laboratorium Penelitian dan Pengembangan Produk UPP Jakarta pada tgl 30 November 2006 maka didapatkan penjelasan sbb :

1. Laboratorium UPP Jakarta melakukan dua macam pengujian untuk dibandingkan antara VCBS-95/160S dan 150N/500N yaitu pengujian sifat fisis berdasarkan parameter spesifikasi lube base oil dan pengujian spesifik untuk spesifikasi Turbolube (turbin oil). Berdasarkan hasil penelitian dalam hal sifat fisis yaitu parameter spesifikasi, kualitas Lube Base Oil VCBS-95/160S relatif sama dengan 150N/500N dengan beberapa kelebihan dan kekurangan sbb :
  - c. Ditinjau dari parameter viscositas indek untuk VCBS-95 (118) lebih rendah 2 point dibandingkan dengan



- Mobil Jurong 150 N (120) **vs spek VCBS-95 113 - 120**, sedangkan untuk VCBS-160S (108) lebih tinggi 9 point dibandingkan dengan Mobil Jurong 150 N (99) **vs spek VCBS-160S 100 -110**.
- d. Ditinjau dari parameter Flash point untuk VCBS-95 (214°C) lebih tinggi dibandingkan dengan Mobil Jurong 150 N (213°C) **vs spek VCBS-95 min. 210°C**, sedangkan untuk VCBS-160S (236°C) lebih tinggi dibandingkan dengan Mobil Jurong 150 N (217°C) **vs spek VCBS-160S min. 210°C**.
- e. Ditinjau dari parameter No. Ack Volatility untuk VCBS-95 (13,54 wt) sekalipun lebih tinggi di atas **spek VCBS-95 maks. 13 % wt**, namun lebih baik dibandingkan dengan Mobil Jurong 150N yang memiliki hasil lebih tinggi (13,98°C). Sedangkan untuk VCBS-160S (4,07 % wt) lebih rendah dibandingkan dengan Mobil Jurong 150N (6,58 % wt) **vs spec max. 5 % wt**. Hal ini mengindikasikan pada waktu pemakaian losses yang terjadi pada produk yang menggunakan lube base oil VCBS-95/160S lebih sedikit bila dibandingkan produk yang menggunakan lube base oil 150N/500N.
2. Ditinjau dari pengujian spesifik terkait dengan penggunaan Turbolube sebagai turbin oil yaitu dengan melakukan pengujian RBOT/RPVOT (pengujian oksidasi yang dipercepat), hasil pengujian produk Turbolube 32 dan 46 adalah sbb :



- Turbolube 32 dengan LBO VCBS 95/160S = 1038 menit
- Turbolube 32 dengan LBO 150N/500N = 1336 menit
- Turbolube 46 dengan LBO VCBS 95/160S = 972 menit
- Turbolube 46 dengan LBO 150N/500N = 1272 menit

Dengan demikian ketahanan terhadap oksidasi Turbolube 32 dengan menggunakan LBO VCBS-95/160S lebih rendah dibandingkan dengan Turbolube 32 dengan LBO 150N/500N. Kondisi ini akan diteliti lebih lanjut oleh Penelitian UPP Jakarta dimana salah satu kemungkinan disebabkan sulfur di LBO VCBS-95/160S yang lebih rendah dibandingkan dengan LBO 150N/500N. Hal ini disebabkan komponen sulfur yang dapat berfungsi sebagai komponen antioksidan alami.

Dengan demikian secara keseluruhan LBO Gr. II VCBS-95 dan 160S yang diproduksi pada bulan November 2006 memiliki kualitas yang sebanding dengan LBO Gr. II yang digunakan selama ini produk ex Mobil Jurong. Mengenai lebih rendahnya daya tahan terhadap oksidasi untuk pelumas Turbolube 32 dan 46 kemungkinan besar disebabkan kandungan sulphur yang terlalu rendah dimana sulphur dapat berfungsi sebagai antioksidan yang alami. Untuk meningkatkan stabilitas RBOT/RPVOT, maka telah disarankan untuk melakukan uji coba blending produk VCBS



95/160S dengan komponen yang memiliki kandungan sulphur yang tinggi dari LBO Gr. I (misal HVI-650).

#### 1.2.6. Utilitas

Unit Utilitas pada Pertamina RU IV Cilacap adalah semua bahan / media / sarana yang dibutuhkan untuk menunjang operasi pengolahan kilang seperti tenaga listrik, tenaga uap, air pendingin, air bersih, udara bertekanan, bahan bakar dan air baku sehingga kilang dapat memproduksi BBM dan NBM. Pengadaan utilitas dalam industri, khususnya untuk operasional kilang bahan bakar minyak dan petrokimia Pertamina RU IV selama ini selalu diusahakan sendiri, mengingat kebutuhan pasokan yang berkesinambungan belum dapat diperoleh dari sumber lain.

Di PERTAMINA RU IV Cilacap, kompleks utilitas terbagi atas:

- a. Utilitas I (Area 50) yang dibangun pada tahun 1973 dan mulai dioperasikan tahun 1976 menunjang pengoperasian utilitas I, FOC I, LOC I, dan Off Site area 30, 40, 60, dan 70 dengan kapasitas pengolahan 100.000 barrel/hari.
- b. Utilitas II (Area 05) yang dibangun pada tahun 1980 dan mulai dioperasikan tahun 1983 menunjang pengoperasian utilitas II, FOC II, LOC II, dan Off Site area 30, 40, 60, dan 70 dengan kapasitas pengolahan 200.000 barrel/hari.
- c. Utilitas Paraxylene yang sebagian besar unitnya terletak di utilitas I / area 50 yang mulai dioperasikan tahun 1990 dan bertugas dalam menunjang area kilang paraxylene dengan kapasitas produksi petrokimia sebanyak 270.000 ton/tahun.
- d. Utilitas IIA (Area 500) yang mulai dioperasikan tahun 1998 dengan penambahan sarana terbatas, khusus dibangun untuk



menunjang operasi Debottlenecking kilang Cilacap, sehingga total kapasitas pengolahan kilang Cilacap dapat dinaikkan dari 300.000 barrel/hari menjadi 348.000 barrel/hari.

Pada saat pengembangan kilang dari tahun 1976 hingga tahun 1998 agar kehandalan dan fleksibilitas operasi utilitas terjamin maka sebagian besar sistemnya terintegrasi yaitu antara sistem utilitas I, II, IIA, dan utilitas paraxylene. Sebagai bagan dari bidang produksi I di refinery unit IV Cilacap, utilities mempunyai fungsi untuk mendukung dan menjamin berjalannya operasi kilang secara terus-menerus dengan terjaminnya pasokan bahan bakar, listrik, air baku dan air bersih yang cukup untuk operasi kilang. Dalam memenuhi kebutuhan kilang Cilacap maka utilitas PERTAMINA RU IV Cilacap secara operasional memiliki unit-unit kerja yaitu:

- a. Unit 51/051/510 -> Unit Pembangkit Tenaga Listrik
- b. Unit 52/052/520 -> Unit Pembangkit Tenaga Uap
- c. Unit 53/053/530 -> Unit Distribusi Air Pendingin
- d. Unit 54/054 -> Unit Pengadaan Air Bersih
- e. Unit 56/056/560 -> Unit Pengadaan Udara Bertekanan
- f. Unit 57/057 -> Unit Distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas
- g. Unit 63/063 -> Unit Pengadaan Air Baku

#### **1.2.7. Keselamatan dan Kesehatan Kerja**

Di Pertamina RU-IV Cilacap terdapat bagian yang menangani keselamatan kerja, yaitu bagian Keselamatan, Kesehatan kerja, dan Lindungan Lingkungan. Bagian ini mempunyai tugas antara lain :

1. Sebagai advisor body dalam usaha pencegahan kecelakaan kerja, kebakaran/peledakan, dan pencemaran lingkungan.
2. Melakukan penanggulangan kecelakaan kerja, kebakaran/peledakan, dan pencemaran lingkungan.



3. Melakukan pembinaan aspek K3LL kepada pekerja maupun mitra kerja (pihak III) untuk meningkatkan sefty awareness, melalui pelatihan, sefty talk, operation talk, dsb.
4. Kesiapsiagaan sarana prasarana serta personil untuk menunjang pelaksanaan, pencegahan, dan penanggulangan kecelakaan kerja, kebakaran/peledakan, dan pencemaran lingkungan. Dalam melaksanakan tugasnya, K3LL dibagi menjadi 3 bagian dengan fungsi masing-masing termasuk juga dalam usaha penanganan limbah.

#### **1.2.7.1. Penanggulangan Kebakaran**

Bagian ini mempunyai tugas antara lain :

1. Meningkatkan kesiapsiagaan petugas dan peralatan pemadam kebakaran dalam menghadapi setiap potensi terjadinya kebakaran.
2. Meningkatkan kehandalan sarana prasarana untuk penanggulangan kebakaran.
3. Mencegah dan menanggulangi kebakaran/ledakan, serta bekerja sama dengan bagian yang bersangkutan.
4. Mengadakan penyelidikan (fire investigation) terhadap setiap kasus terjadinya kebakaran.
5. Pelaksanaan risk survey dan kegiatan pemantauan terhadap rekomendasi asuransi.
6. Melakukan fire inspection secara rutin dan berkala terhadap sumber bahaya yang berpotensi terhadap resiko kebakaran.

#### **1.2.7.2. Lindungan Lingkungan**

Bagian ini mempunyai tugas antara lain :

1. Mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar daerah operasi Pertamina RU-IV Cilacap.



2. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standard an ketentuan perundangan yang berlaku.
3. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup : pegangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan.
4. Pengelolaan house keeping dan penghijauan di dalam dan sekitar area kilang.

### **1.2.7.3. Keselamatan Kerja**

Tugas dan fungsi dari bagian ini yaitu :

1. Mencegah dan menanggulangi kecelakaan dan penyakit akibat kerja.
2. Meningkatkan kehandalan sarana/prasarana untuk pencegahan dan penanggulangan kecelakaan kerja.
3. Meningkatkan kesiapsiagaan personel dalam menghadapi setiap potensi terjadinya kebakaran.
4. Penyelidikan (accident investigation) terhadap setiap kasus terjadinya kecelakaan.
5. Pelaksanaan pengawasan terhadap cara kerja aman, melalui : ijin kerja, inspeksi KK, gas test, dsb.
6. Pemantauan dan pengukuran kualitas lingkungan kerja.
7. Penanganan hazard yang mencakup : bahaya fisik, kimia, biologi, dan ergonomi.
8. Penyediaan dan pendistribusian aspek K3LL, melalui kursus, seminar, sefty talk atau sefty meeting, dsb.
9. Penerapan Manajemen Keselamatan Proses (MKP) dan System Manajemen Kesehatan Kerja (SMKK).



## BAB II

### TUGAS KHUSUS

#### 2.1. Latar Belakang

Pada industri minyak dan gas, salah satu komponen yang sangat penting di dalam setiap unitnya adalah alat penukar panas atau *Heat exchanger* (HE). *Heat exchanger* atau alat penukar panas merupakan alat pendukung proses yang mempunyai peranan penting dalam usaha penghematan atau efisiensi energy atau panas dalam suatu proses. Salah satunya HE 21E-4ABCD yang berada di unit HVU I.

Dalam mengevaluasi performance HE perlu diketahui parameter – parameter yang digunakan untuk menganalisa performance HE meliputi Dirty Overall Coeficient (Ud), fouling factor (Rd) maupun *Pressure Drop* ( $\Delta P$ ) karena performa dari HE dapat berkurang seiring dengan usia penggunaannya. Harga Rd (aktual) tidak boleh melewati jauh dari harga Rd minimal (Desain) menandakan bahwa endapan yang terdapat dalam HE tersebut telah cukup banyak. Hal ini akan menyebabkan menurunnya performance dari HE tersebut karena endapan atau falling (yang ditunjukkan dengan nilai Rd yang besar akan menghambat transfer panas yang terjadi antara masing – masing fluida. *Pressure Drop* ( $\Delta P$ ) yang besar akan menyebabkan menurunnya drifing force bagi masing – masing fluida, hal ini akan menurunkan performance HE.

#### 2.2. Tujuan

Tujuan yang hendak dicapai adalah mengevaluasi kinerja *Heat Exchanger* pada unit HVU I dalam meningkatkan pemahaman konsep teori dengan keadaan aktual di lapangan.

#### 2.3. Tinjauan Pustaka

##### 2.3.1. Perpindahan Panas



Perpindahan kalor (heat transfer) ialah ilmu untuk meramalkan perpindahan energi yang terjadi karena adanya perbedaan suhu di antara benda atau material. Dari termodinamika telah diketahui bahwa energi yang pindah itu dinamakan kalor atau panas (heat). Terdapat tiga cara dalam hal perpindahan panas dari sumber ke penerima, namun sebagian besar aplikasi dari teknik adalah kombinasi dua atau ketiganya. Cara tersebut yaitu:

**a. Konduksi**

Perpindahan panas antara molekul-molekul yang saling berdekatan antar yang satu dengan yang lainnya dan tidak diikuti oleh perpindahan molekul-molekul tersebut secara fisik. Molekul-molekul benda yang panas bergetar lebih cepat dibandingkan molekul-molekul benda yang berada dalam keadaan dingin. Getaran-getaran yang cepat ini, tenaganya dilimpahkan kepada molekul di sekelilingnya sehingga menyebabkan getaran yang lebih cepat maka akan memberikan panas.

**b. Konveksi**

Perpindahan panas dari suatu zat ke zat yang lain disertai dengan gerakan partikel atau zat tersebut secara fisik. Dalam hal ini, perpindahan panas terjadi akibat adanya gerakan fluida. Fluida dingin yang dekat dengan permukaan panas akan menerima panas dimana panas tersebut mempengaruhi fluida melalui suatu pencampuran.

**c. Radiasi**

Perpindahan panas tanpa melalui media (tanpa melalui molekul). Suatu energi dapat dihantarkan dari suatu tempat ke tempat lainnya (dari benda panas ke benda yang dingin) dengan pancaran gelombang elektromagnetik dimana tenaga



elektromagnetik ini akan berubah menjadi panas jika terserap oleh benda yang lain.

### 2.3.2. Jenis Alat Penukar Panas

#### a. *Heat exchanger*

Alat penukar panas ini bertujuan untuk memanfaatkan panas suatu aliran fluida untuk memanaskan fluida yang lain maka akan terjadi dua fungsi sekaligus, yaitu memanaskan fluida yang dingin dengan menggunakan fluida yang panas yang didinginkan.

#### b. **Condenser**

Alat penukar panas yang digunakan untuk mengubah panas latent dari fluida proses, biasanya menggunakan media pendingin air atau udara, sedangkan yang didinginkan berupa uang atau minyak yang berasal dari top kolom sehingga yang terjadilah proses pengembunan.

#### c. **Cooler**

Alat penukar panas yang menukarkan panas dengan tidak adanya perubahan fasa fluida antara aliran proses maupun media pendingin berupa air atau udara. Biasanya digunakan untuk pendingin finish produk.

#### d. **Reboiler**

Penukar panas untuk memanaskan kembali produk bottom dari menara fraksinasi guna menghasilkan kualitas produk yang diinginkan dengan menggunakan fluida panas baik berupa steam maupun fluida proses lain. Reboiler terdiri dari: kettle, internal, vertical thermosyphon reboiler, dan horizontal thermosyphon reboiler.

#### e. **Chiller**



Alat penukar panas yang mendinginkan fluida sampai pada temperatur rendah. Media pendingin dipergunakan adalah amoniak, freon dan propan.

**f. Air Cooler**

Alat penukar panas yang digunakan untuk mengkondensasikan fraksi ringan.

**g. Vaporizer**

Fungsi dari vaporizer sebenarnya hampir sama dengan evaporator tapi menguapkan cairan pelarut bukan air.

**h. Evaporator**

Alat penukar panas yang menguapkan fraksi ringan dengan menggunakan media panas seperti steam atau hot oil.

**i. Superheater**

Penukar panas uap basah (saturated steam) pada pembangkit uap menjadi uap kering (superheated steam).

**j. Economizer**

Pemanas air pengisi ketel untuk menaikkan suhu air pengisi ketel (feed water) sebelum air masuk ke dalam drum uap. Maksud pemanasan itu adalah meringankan beban ketel.

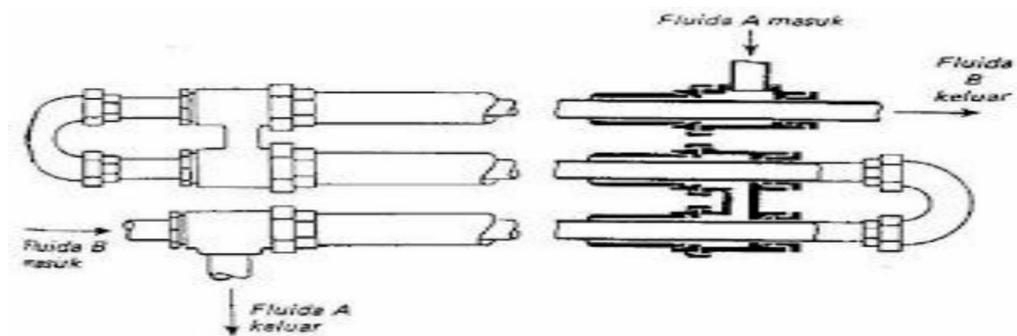
*Heat exchanger* dibagi menjadi beberapa jenis, yaitu:

- ***Double Pipe Heat exchanger***

*Double pipe heat exchanger* terdiri dari dua pipa logam standar dimana kedua ujungnya dilas menjadi satu atau dihubungkan dengan kotak penyekat. Fluida mengalir di dalam pipa, sedangkan fluida yang satunya mengalir di dalam ruang anulus antara pipa luar dengan pipa dalam. *Heat exchanger* jenis ini dapat digunakan pada laju alir fluida yang kecil dan tekanan

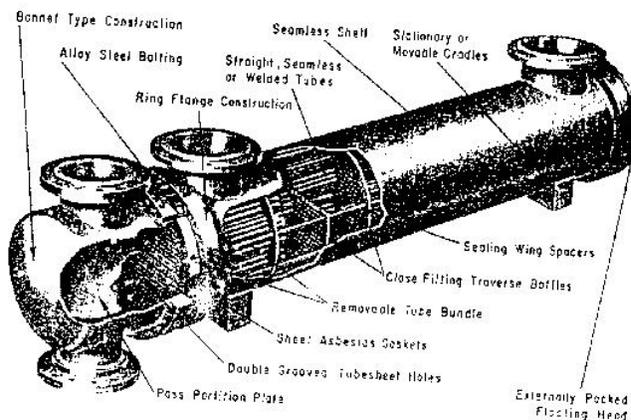
operasi yang tinggi. Sedangkan untuk kapasitas yang lebih besar digunakan shell and tube *heat exchanger*.

Double pipe *heat exchanger* memiliki shell sendiri-sendiri. Untuk menghindari tempat yang terlalu panjang, maka dibentuk menjadi U untuk meningkatkan kemampuan transfer panas. Keuntungan jenis ini yaitu mampu beroperasi pada tekanan tinggi. Selain itu, resiko tercampurnya kedua fluida sangat kecil. Kelemahannya yaitu terletak pada kapasitas perpindahan panas yang sangat kecil, mahal, dan hanya dapat digunakan pada fluida tertentu yang membutuhkan area perpindahan panas yang kecil.



Gambar 2.1. Double Pipe *Heat exchanger*

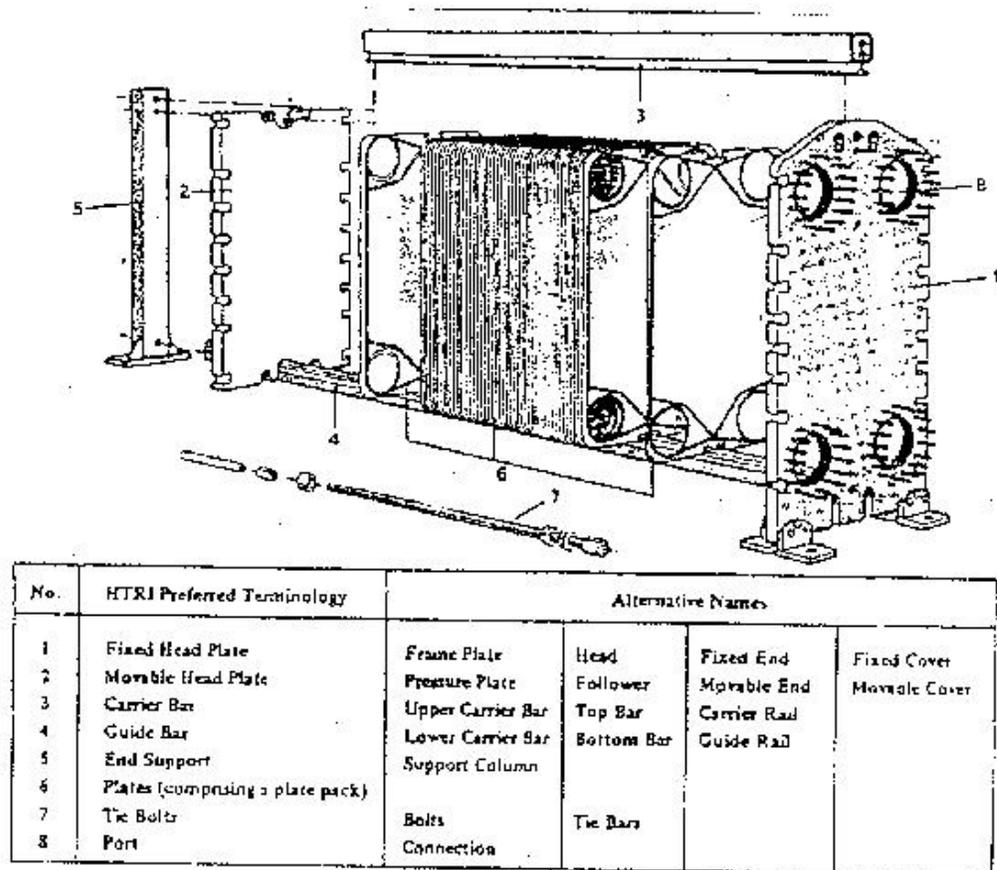
- Shell and Tube *Heat exchanger*  
Shell and tube *heat exchanger* terdiri dari sebuah shell (tabung/silinder besar) dimana didalamnya terdapat suatu bundle pipa dengan diameter yang relatif kecil. Satu jenis fluida mengalir di dalam pipa-pipa sedangkan fluid lainnya mengalir di bagian luar pipa tetapi masih di dalam shell. Biasanya, shell and tube diaplikasikan pada tekanan tinggi dan suhu lebih dari 260°C.



Gambar 2.2. Shell and Tube *Heat exchanger*

- ***Plate Heat exchanger***

*Plate and frame heat exchanger* terdiri dari pelat-pelat tegak lurus, bergelombang, atau profil lain. Pemisah antara pelat tegak lurus dipasang penyekat lunak. Pelat-pelat dan sekat disatukan oleh suatu perangkat penekan yang setiap sudut pelat terdapat lubang pengalir fluida. Melalui lubang tersebut, fluida dialirkan masuk dan keluar pada sisi yang lain, sedangkan fluida lain mengalir melalui lubang dan ruang pada sebelahnya.



Gambar 2.3. Plate Heat exchanger

### 2.3.3. Shell and Tube Heat exchanger

Shell and tube *heat exchanger* sering digunakan pada industri kimia, karena perawatannya mudah, harganya murah, tersedia dalam berbagai kondisi operasi dan ukuran. Berdasarkan penggunaannya, alat ini dibagi menjadi dua jenis yaitu penukar panas proses (*Process Heat exchanger*) dan penukar panas pembangkit tenaga (*Power Plant Heat exchanger*). Komponen-komponen pada shell and tube *heat exchanger* terdiri dari:

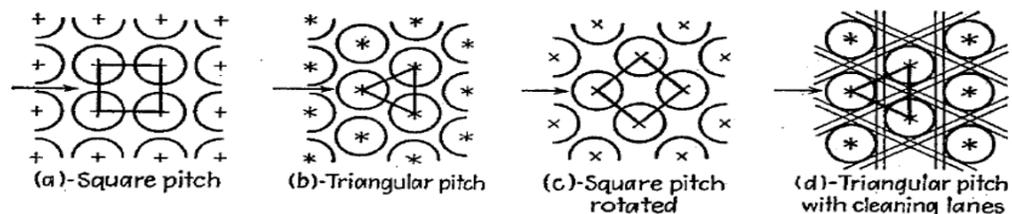
#### a. Shell

Shell merupakan pembungkus dari tube side, dimana salah satu fluida mengalir masuk dan keluar. Konstruksi shell sangat

ditentukan oleh keadaan tubes yang akan ditempatkan di dalamnya. Shell ini dapat dibuat dari pipa yang berukuran besar atau pelat logam yang dirol.

### b. Tube

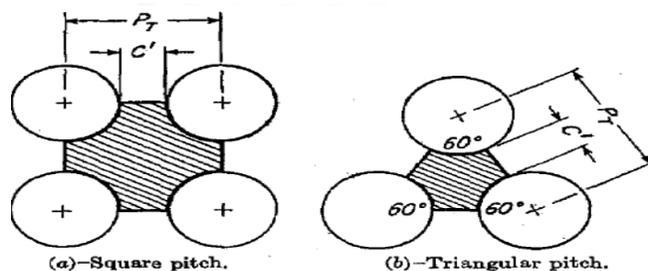
Tube merupakan bidang pemisah antara kedua jenis fluida yang mengalir di dalamnya dan sekaligus sebagai bidang perpindahan panas. Ukuran tube mengikuti standar IPS (Iron Pipe Size) dan ketebalan standar BWG (Birmingham Wire Gage). Berikut ini, jenis-jenis susunan tube



Gambar 2.4. Jenis-Jenis Susunan Tube

### c. Tube Pitch

Tube pitch merupakan lubang yang tidak dapat dibor dengan jarak yang sangat dekat, karena jarak tube yang terlalu dekat akan melemahkan struktur penyangga tube. Berikut ini pola susunan tube pitch.



Gambar 2.5. Susunan Tube Pitch

### d. Clearance



Clearance merupakan jarak terdekat antara dua tube yang berdekatan.

**e. Tube**

Sheet Tube sheet berbentuk plat berlubang yang digunakan dalam pemasangan tube. Alat ini dilengkapi dengan packing dan baut untuk melekatkan ke shell. Bahan yang digunakan pada tube sheet ini harus tahan terhadap korosi.

**f. Baffle**

Baffle berfungsi untuk mengatur pola aliran dalam shell dengan tujuan untuk memperbaiki kontak antara fluida dalam shell dengan tube, sehingga pertukaran panas dapat berlangsung lebih optimal. Selain itu, baffle juga berfungsi menunjang tube agar tidak melengkung, menahan getaran karena aliran fluida, dan menjaga jarak diantara tube.

**g. Channel**

Channel berfungsi untuk membalikkan arah aliran fluida dalam tube pada jenis fixed tube exchanger.

**h. Nozzle**

Komponen ini merupakan saluran masuk dan keluar fluida ke dalam shell dan ke dalam tube.

#### **2.3.4. Parameter Analisa *Performance Heat exchanger***

Untuk menganalisa performance suatu *Heat exchanger*, parameter yang digunakan adalah:

**1. Uc (Clean Overall Coefficient)**

Adalah koefisien panas menyeluruh pada awal *Heat exchanger* yang dipakai (masih bersih), biasanya ditentukan oleh besarnya tahanan konveksi  $h_o$  dan  $h_{io}$ , sedangkan tahanan konduksi



diabaikan karena sangat kecil bila dibandingkan dengan tahanan konveksi.

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

## 2. UD (Desain/Dirty Overall Coefficient)

Adalah koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah terjadi pengotoran pada *Heat exchanger*, besarnya UD lebih kecil daripada UC.

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

## 3. Heat Balance

$$Q = W \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2) = W \cdot C_p (t_1 - t_2)$$

Bila panas yang diterima fluida lebih kecil daripada panas yang dilepaskan fluida panas berarti panas yang hilang lebih besar dan dapat mengurangi performance suatu *Heat exchanger*.

## 4. Fouling Factor

Rd atau Fouling factor merupakan resistensi dan *Heat exchanger* yang dimaksudkan untuk mereduksi korosifitas akibat dari interaksi antara fluida dengan dinding pipa *Heat exchanger*, tetapi setelah digunakan beberapa lama Rd akan mengalami akumulasi (deposited), hal ini tidak baik untuk *Heat exchanger* karena Rd yang besar akan menghambat laju perpindahan panas antara hot fluid dan cold fluid.

Jika fouling tidak dapat dicegah, dibutuhkan pembersihan secara periodik. Beberapa cara pembersihan yaitu secara kimia contohnya pembersihan endapan karbonat dan klorinasi, secara mekanis contohnya dengan mengikis atau penyikatan dan dengan penyemprotan semprotan air dengan kecepatan sangat tinggi.



Pembersihan ini membutuhkan waktu yang tidak singkat sehingga terkadang operasi produksi harus dihentikan.

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Bila  $Rd$  (deposited) >  $Rd$  (allowed) maka *Heat exchanger* tersebut perlu dibersihkan.

### 5. *Pressure Drop* ( $\Delta P$ )

Penurunan tekanan baik di shell maupun di tube tidak boleh melebihi batas *Pressure Drop* yang diizinkan. Tekanan dalam *Heat exchanger*, merupakan *Driving Force* bagi aliran fluida di shell maupun di tube, jika *Pressure Drop* lebih besar dari yang diizinkan maka akan menyebabkan laju alir massa (lb/hr) inlet fluida di shell dan di tube jauh berbeda dengan laju alir massa outlet masing-masing fluida. Hal ini akan menurunkan performance dari *Heat exchanger* tersebut. Dalam menganalisa performa shell dan Tube *Heat exchanger* diasumsikan:

- Terdapat *heating surface* yang sama pada setiap pass
- *Overall Coefficient Heat Transfer* ( $Uc$ ) adalah konstan
- Laju alir massa fluida di shell dan di tube adalah konstan
- *Specific Heat* dari masing-masing fluida adalah konstan
- Tidak ada perubahan fasa penguapan pada setiap bagian dari *Heat exchanger*
- Heat loss diabaikan.



## 2.4. Data Lapangan

Data lapangan diperoleh dari kondisi operasi *Heat exchanger* 21E-4ABCD yang berada di Kilang Pertamina Internasional RU IV Cilacap unit *High vacuum Unit I*. Berikut ini adalah data lapangan yang diambil pada tanggal 28 April 2022.

Tabel 2.1 Data Aktual *Heat exchanger* 21E-4ABCD

Uraian	Satuan	Shell		tube	
		Notasi	dimensi	notasi	dimensi
flowrate	lb/hr	Ws	98631.14167	Wt	118788.7412
T in	°C	T1	352.12	t1	208.11
T out	°C	T2	241.4	t2	303
$\Delta T$	°C		110.72		60.55
SG			0.991		0.9215



Tabel 2.2 Data Desain *Heat exchanger* 21E-4 ABCD

Data design					
uraian/notasi		Satuan		HE 21E-4ABCD	
				Shell	tube
jenis fluida			Short Residue	Long Residue	
<i>flow rate</i>	W	kg/jam	65800	107250	
<i>temperature in</i>	T1-t2	°C	351	248	
<i>temperature out</i>	T2-t2	°C	263	302	
beda temperatur panas	( $\Delta T_h$ )	°C	49		
beda temperatur dingin	( $\Delta T_c$ )	°C	15		
LMTD	°C	°C	37.5		
diameter dalam	Ids	In	36		
diameter luar	Odt	In		1	
BWG				12	
Jumlah <i>baffle</i>	N	Buah		8	
jarak antar <i>baffle</i>	B	In		180	
jumlah <i>pass</i>	N		1	6	
jumlah <i>tube</i>	nt	Batang		484	
panjang <i>tube</i>	L	Ft		20	
susunan <i>tube, pitch</i>	Pt	In		1.25	
<i>Velocity</i>		m/sec	0.28	1.55	
<i>design pressure</i>		kg/cm <sup>2</sup> G	10.49	23	
<i>Pressure Drop calc/allowed</i>	$\Delta P$	Psi	10	10	
<i>dirt factor</i>	Rd	m <sup>2</sup> .c.hr/kcal	0.001	0.0007	



## 2.5. Metode Perhitungan

Dari data yang diperoleh baik primer maupun sekunder dapat dilakukan pengolahan data melalui perhitungan Metode Perhitungan *Kern*. Berikut ini adalah langkah-langkah perhitungan dengan menggunakan Metode *kern*, 1950.

### 1. Laju Perpindahan Panas (Q)

$$Q = U \times A \times (\Delta T)$$

Jika kedua fluida yang bertukar panasnya tidak mengalami perubahan fasa, maka laju perpindahan panas dalam *heat exchanger* dapat diperoleh dari neraca panas antara dua fluida dingin dan fluida panas.

$$Q = U \times A \times (\Delta T)$$

$$Q = W_s \times C_p \times (T_1 - T_2)$$

$$Q = W_t \times C_p \times (t_1 - t_2)$$

Jika salah satu fluida mengalami perubahan fasa, misal condenser :

$$Q = U \times A \times (\Delta T)$$

$$Q = W_s \times \lambda_s$$

$$Q = W_t \times C_p \times (t_1 - t_2)$$

Keterangan :

Q : Laju perpindahan panas/beban panas/*heat duty* (BTU/hr)

U : koefisien perpindahan panas keseluruhan/*overall heat transfer coefficient* (BTU /hr.ft<sup>2</sup> .°F)

A : Luas transfer panas m<sup>2</sup>(f<sup>2</sup>)

ΔT : Perbedaan temperatur (°F)

W<sub>s</sub> : Laju alir massa fluida panas (shell) (lb/hr)

W<sub>t</sub> : Laju alir massa fluida dingin (tube) (lb/hr)

C<sub>p</sub> : Kapasitas panas (BTU/lb.°F)

T<sub>1</sub>, T<sub>2</sub> : Temperatur fluida panas in/out (°F)



$t_1, t_2$  : Temperatur fluida dingin in/out ( $^{\circ}\text{F}$ )

$\lambda$  : Panas perubahan fasa

2. Menghitung Effisiensi

$$\text{Effisiensi} = \frac{\Delta Th}{\Delta T_{max}} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

3. Menghitung *Long Mean Temperature Difference* (LMTD)

Adalah beda suhu rata-rata di sepanjang *heat exchanger* yang dinyatakan dalam beda suhu rata-rata logaritmik. Nilai tergantung dari konfigurasi aliran fluida di dalam HE.

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

Keterangan :

$\Delta T_1$  : T *in Shell* – t *out tube*

$\Delta T_2$  : T *out Shell* – t *in tube*

4. Menghitung LMTD terkoreksi

Untuk mengetahui faktor koreksi pada LMTD maka diperlukan *Figure 18* pada buku *kern*. Untuk memebaca grafik tersebut maka diperlukan data perhitungan R dan S, dengan menggunakan rumus yang sudah tertera pada grafik, yaitu :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

setelah diketahui faktor koreksi LMTD atau  $F_T$  maka dapat dilakukan perhitungan untuk mengetahui LMTD koreksi dengan persamaan :

$$\text{LMTD}_{\text{koreksi}} = \text{LMTD} \times F_T$$

Keterangan :

R : *Temperature Efficiency*



$S$  : *Temperature Efficiency*

$F_T$  : Faktor koreksi LMTD

5. Menghitung luas daerah laluan (*flow area*)

Untuk mengetahui luas area yang dilalui oleh masing-masing fluida maka dilakukan perhitungan ini dengan persamaan :

$$A_{shell} = \frac{ID_s \times C \times B}{144 \times Pt}$$

$$A_{tube} = \frac{Nt \times A't}{144 \times n}$$

Keterangan:

$C$  : *Clearence* (Pt – ODT)

$Pt$  : Tube Pitch (in)

ODT : Diameter luar tube

$B$  : Jarak antar *Baffle* (in)

$ID_s$  : Diameter dalam (ft)

$Nt$  : Jumlah tube

$A't$  : *Tube flow area*, diperoleh dari tabel 10 *kern*

$n$  : Jumlah *passes*

6. Menghitung Kecepatan Laju Massa (*Mass Velocity*)

Untuk mengetahui kecepatan aliran fluida yang mengalir pada *shell* atau *tube* tiap satuan waktu tertentu maka dilakukan perhitungan aliran massa dengan persamaan :

$$G = \frac{W}{A}$$

Keterangan:

$W$  : *Flow rate* fluida (lb/ hr)

$A$  : *Flow rate* (ft<sup>2</sup>)

7. Menentukan temperatur kalorik



Temperatur kalorik dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan :

$$T_k = T_2 + (F_c \times (T_1 - T_2))$$

$$t_k = t_1 + (F_c \times (t_2 - t_1))$$

$F_c$  (*the caloric temperature factor*) dapat diperoleh dengan menggunakan *figure 17* buku *kern*. Dengan grafik tersebut didapatkan  $K_c$  (*Average fluid temperature*) dengan menggunakan data  $^{\circ}API$  (*American Petroleum Institute*) dapat digunakan persamaan :

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{SG} - 131.5$$

Untuk mengetahui  $F_c$  maka diperlukan grafik 17 dengan data  $\Delta T_c / \Delta T_h$  dan  $K_c$ .  $\Delta T_c$  dan  $\Delta T_h$  dapat diketahui dengan persamaan :

$$\Delta T_c = T_2 - t_1$$

$$\Delta T_h = T_1 - t_2$$

8. Menghitung bilangan *Reynold* ( $Re$ )

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}; Re_t = \frac{IDt \times G_t}{\mu}$$

Pada perhitungan  $Re_s$  digunakan  $\mu$  pada saat  $T_k$ , sedangkan untuk perhitungan  $Re_t$  digunakan  $\mu$  pada saat  $t_k$ . Nilai  $\mu$  ini diperoleh dari hasil interpolasi  $\mu$  pada data design. Untuk  $De$  diperoleh dari *figure 28 kern*. Sementara nilai  $IDt$  diperoleh dari tabel 10 *kern* berdasarkan *OD shell* dan *BWG* yang terdapat pada data design alat.

Keterangan:

- $De$  : Diameter ekuivalen *shell* (ft)
- $G_s$  : *mass velocity shell* (lb/ ft<sup>2</sup>. hr)
- $\mu$  :  $C_p \times 2,42$  (lb/ft. hr)
- $C_p$  : Viscositas fluida
- $IDt$  : Diameter dalam *tube* (ft)

9. Menghitung Faktor Perpindahan Panas



Untuk mengetahui faktor perpindahan panas maka dapat digunakan *figure 28* untuk *shell* dan *figure 24* untuk *tube*. Dengan grafik 28 dan 24 didapatkan nilai  $jH$  dengan menggunakan data  $L/IDt$  dan bilangan *reynold*. Dimana  $L$  adalah panjang aliran (ft) dan  $IDt$  adalah diameter dalam *tube* (ft). ( jika nilai  $jH$  tidak dapat ditentukan melalui grafik maka dapat ditentukan dengan persamaan :

$$jH = \frac{hi \times IDt}{k} \left( \frac{cP}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

Keterangan

$jH$  : Faktor perpindahan panas

$hi$  : *Film coefficient* (BTU/hr.ft°F)

$IDt$  : Diameter dalam *tube*

$k$  : Konduktivitas terhadap suhu (BTU/hr.ft<sup>2</sup>(°F/ft)

$cP$  : *Spesific heat* (BTU/lb. °F)

$\mu$  : viskositas pada suhu kalorik (lb/hr.ft<sup>2</sup>)

$\mu_w$  : Viskositas fluida pada suhu dinding *tube* (lb/hr.ft)

#### 10. Menghitung koefisien perpindahan panas konveksi

Untuk mengetahui koefisien panas maka digunakan persamaan :

$$ho_{shell} = jH \left( \frac{k}{De} \right) \times \left( \frac{cP \times \mu_s}{k} \right)^{1/3} \times \theta_s$$

$$hio_{tube} = jH \left( \frac{k}{IDt} \right) \times \left( \frac{cP \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \theta_t$$

Keterangan:

$\theta$  = didapatkan dari perhitungan  $\left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$

#### 11. Menghitung harga $Uc$ (*Overall Heat Transfer Coefficient*)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

Keterangan:

$ho$  : Koefisien perpindahan panas konveksi outside ((BTU/hr.ft<sup>2</sup> .°F)



$h_{io}$  : Koefisien perpindahan panas konveksi inside ((BTU/hr.ft<sup>2</sup> .°F)

12. Menghitung harga luas perpindahan panas total pada desain

$$A = Nt \times L \times A'$$

Keterangan:

A : Total surface area (ft<sup>2</sup>)

L : panjang tube

Nt : jumlah *tube*

A' : *flow area* pada tabel 10 *kern*

13. Menghitung harga  $U_d$  (*Overall Heat Transfer Coefficient Design*)

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan:

$U_d$  : *Overall design coefficient*

Q : Panas yang ditransfer (BTU/hr)

$\Delta T_{LMTD}$  : LMTD koreksi

14. Menghitung harga  $R_d$  (*Fouling Factor*)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Keterangan:

$R_d$  : *Dirt factor*

15. Menghitung *Pressure Drop* ( $\Delta P$ )

$$\Delta P_{shell} = \frac{f \times (G_s)^2 \times D_s \times (N + 1)}{5.22 \times (10)^{10} \times D_e \times SG \times \theta_s}$$

$$\Delta P_{tube} = \frac{f \times (G_t)^2 \times L \times n}{5.22 \times (10)^{10} \times I_{Dt} \times SG \times \theta_t}$$

Keterangan:

f : *Friction factor* (ft<sup>2</sup> /in<sup>2</sup>)

SG : Specific gravity

N : Jumlah cross



Dt : Diameter *tube*  
L : Panjang *tube*  
n : Jumlah pass

## 2.6. Hasil Pengolahan Data dan Pembahasan

### 2.6.1. Hasil pengolahan Data

Tabel 2.3. Hasil pengolahan data

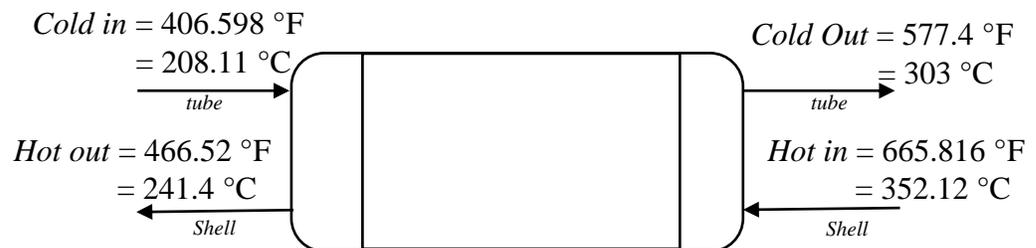
Parameter	Satuan	Shell	Tube
Rd ( <i>Fouling Factor</i> )	BTU /hr.ft <sup>2</sup> .°F	0.011	
$\Delta P$ ( <i>Pressure Drop</i> )	Psi	4.1448	2.3356
Efisiensi		76.88 %	

### 2.6.2. Skema Proses pada *Heat exchanger 21E-4ABCD*

Kapasitas :

$W_{Short Residue} = 98631.14167$  lb/hr

$W_{Long Residue} = 118788.7412$  lb/hr





### 2.6.3. Pembahasan

*Heat exchanger* 21E-4ABCD merupakan salah satu *heat exchanger* pada rangkaian *preheat exchanger* pada Unit HVU I, yang berfungsi untuk memindahkan panas dari dua fluida dengan temperature yang berbeda. Fluida yang dipanaskan adalah long residu yang berasal dari keluaran unit CDU I dengan cara memindahkan panas dari short residu yang merupakan hasil bawah kolom destilasi.

Dalam evaluasi *performance Heat exchanger* 21E-4ABCD, dilakukan perhitungan untuk mengetahui efisiensi alat tersebut. Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh efisiensi sebesar 76,88 % , dimana nilai tersebut masih di bawah nilai efisiensi design yaitu 96%. Beberapa hal yang menyebabkan penurunan efisiensi *heat exchanger*, antara lain adanya kerak pengotor yang menumpuk pada tube.

Dari hasil perhitungan diketahui bahwa nilai  $R_d$  (faktor pengotor) menunjukkan nilai  $R_d$  aktual  $> R_d$  yang diizinkan, dimana nilai  $R_d$  Aktual  $0.0118 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$  sedangkan nilai  $R_d$  yang diizinkan sebesar  $0.005 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$ . Semakin besar nilai  $R_d$  maka semakin banyak pula pengotor yang ada dalam *Heat Exchanger*. Pengotor pada HE biasa berupa kerak (coke) dari fraksi minyak, lumpur, polimer serta endapan lain yang menempel pada dinding shell maupun dinding dalam tube. Hal ini menyebabkan pengurangan *cross section area* (luas penampang melintang) dan meningkatkan *Pressure Drop* sehingga kalor yang berpindah semakin kecil serta membutuhkan energy ekstra dalam mengalirkan fluida.

Untuk nilai *Pressure Drop* (Penurunan Tekanan). Apabila dilihat dari hasil perhitungan, maka dapat terlihat bahwa  $\Delta P$  aktual shell  $4.1448 \text{ Psi}$  dan  $\Delta P$  aktual tube  $2.3356 \text{ Psi}$  dimana angka tersebut menunjukkan angka dibawah batas  $\Delta P$  yang diizinkan yaitu



5-10 Psi (kern 1965). Hal ini menandakan tidak ada penurunan tekanan yang signifikan di dalam *heat exchanger*.



## BAB III

### KESIMPULAN

#### 3.1. Kesimpulan

Setelah dilakukan perhitungan dan evaluasi terhadap alat penukar panas (*Heat exchanger*) 21E-4ABCD di LOC 1 PT. kilang pertamina internasional RU IV Cilacap, dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Berdasarkan perhitungan pada neraca panas yang dapat diketahui bahwa besarnya nilai efisiensi dari *heat exchanger* sebesar 76.88 % . Oleh sebab itu kemampuan *heat exchanger* dalam mentransfer panas masih kurang baik. Hal ini sejalan dengan nilai *fouling factor* yang melebihi batas yang diizinkan dan menyebabkan performa dari HE berkurang. Jadi, alat *heat exchanger* 21E-4ABCD pada PT. kilang pertamina internasional RU IV Cilacap dinyatakan kurang baik untuk beroperasi dimana efisiensi aktual *heat exchanger* mengalami penurunan jika dibandingkan dengan nilai efisiensi berdasarkan data desain yaitu sebesar 96 %.
2. Nilai *fouling factor* (Rd) pada hasil perhitungan menunjukkan angka 0.011 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F. Dari hasil perhitungan tersebut nilai Rd telah melebihi batas yang diizinkan yaitu 0.005 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F. Sehingga hal ini menyebabkan menurunnya *performance* alat penukar panas (*Heat exchanger*) 21E-4ABCD.
3. Nilai *pressure drop* yang dihasilkan berdasarkan perhitungan yaitu shell 4.1448 Psi dan  $\Delta P$  aktual tube 2.3356 Psi angka tersebut masih dibawah batas  $\Delta P$  yang diizinkan yaitu 5-10 Psi sehingga *Heat exchanger* masih layak digunakan, namun perlu dilakukan *Cleansing*.



### **3.2. Saran**

Untuk meningkatkan efisiensi dalam proses produksi diperlukan adanya perawatan (maintenance) peralatan pada setiap unit dan melakukan pergantian alat yang sudah tidak bekerja maksimal agar diperoleh kinerja produksi yang baik.



## DAFTAR PUSTAKA

- Barun, Aznam., Rukmana, Eko. 2010. *Analisis Performansi Pada Heat exchanger Jenis Shell And Tube Tipe Bem Dengan Menggunakan Perubahan Laju Aliran Massa Fluida Panas (Mh)*. Jurusan Teknik Mesin. Universitas Muhammadiyah Jakarta, Jakarta
- Danial, Sylvanita Shofia. 2021. *Evaluasi Efisiensi, Naraca Panas, Neraca Massa Pada Heat exchanger 03, Serta Standar Operasional Prosedur Heat exchanger Di PPSDM Migas Cepu*. Jurusan Teknik Kimia, Universitas Sebelas maret. Surakarta
- Kern, Donald. Q.,1965. *Process Heat Transfer*. Mc Graw-Hi Book Company. New York
- Kpi.pertamina.com.2022. *Company History*. <https://kpi.pertamina.com/content?id=5> . Diakses pada 07 Mei 2022
- Mahendra, Ardwikha Septa. 2019. *Evaluasi Heat exchanger 22e-6 Pada Unit Propane Deasphalting Unit (Pdu I) Di Kilang Lube Oil Complex I (Loc I) PT. kilang pertamina internasional Ru Iv Cilacap*. Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Pertamina. Jakarta
- Maxwell, J.B. 1950. *Data Book on Hydrocarbons: Application to Process Engineering*. Robert E. Krieger Publishing Company. Malabar, Florida
- Nugroho. 2006. *Diktat Kilang Loc 's*. Kilang Pertamina Internasional RU IV. Cilacap
- Setyoko, Bambang. 2008. *Evaluasi Kinerja Heat exchanger Dengan Metode Fouling Faktor*. Fakultas teknik, Universitas Diponegoro. Semarang



## LAMPIRAN

### Lampiran I : Surat Tugas Magang



KEMENTERIAN PENDIDIKAN, KEBUDAYAAN,  
RISET, DAN TEKNOLOGI  
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN" YOGYAKARTA  
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI  
Jl. Babarsari 2 Tambakbayan Yogyakarta 55281 Telp./Fax : (0274) 485786, WA : 0812 2602 2370  
Jl. SWK 104 (Lingkar Utara) Condong Catur, Yogyakarta 55283 Telp/ /Fax : (0274) 486889.  
E-mail : adminfti@upnyk.ac.id, Laman : www.fti.upnyk.ac.id

#### SURAT TUGAS Nomor 196 /UN62.12/KM/2022

Dekan Fakultas Teknik Industri UPN "Veteran" Yogyakarta memberikan tugas kepada,

No	Nama	NPM	Prodi/Program	Dosen Pembimbing /NIDN
1.	Ananda Rhisma Putri	021190032	Teknik Kimia/ Diploma Tiga	Ir. Titik Mahargiani, M.T. 0019065710
2.	Ruli Ismiyanti	021190041	Teknik Kimia/ Diploma Tiga	Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T 0024096308
3.	Fitriyanti	021190047	Teknik Kimia/ Diploma Tiga	Ir. Titik Mahargiani, M.T. 0019065710

untuk melaksanakan Kerja Praktik pada,

Periode : 1 April 2022 s.d. 30 Mei 2022

Tempat : PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap

Jl. Letjen Haryono MT 77, Lomanis Cilacap, Jawa Tengah

Untuk ketertiban administrasi dan dokumen Fakultas Teknik Industri, maka yang bersangkutan wajib menyerahkan laporan kepada Dekan paling lambat satu minggu setelah pelaksanaan tugas.

Surat tugas ini dibuat untuk dilaksanakan dengan penuh tanggung jawab.

15 Maret 2022

  
a.n. Dekan  
Wakil Dekan Bidang Akademik  
Dr. Aprianti Soepardi, S.T.P., M.T.  
NIK 273119701411

Tembusan:

1. Dekan (sebagai laporan);
  2. Kajar Teknik Kimia;
  3. Dosen Pembimbing;
- FTI UPN "Veteran" Yogyakarta



## Lampiran 2 : Surat Keterangan Selesai Magang



**SURAT KETERANGAN**  
No.Ket-055KPI47800/2022-S8

Yang bertanda tangan di bawah ini, Manager HC RU IV menerangkan bahwa mahasiswa dengan data sebagai berikut :

**Nama** : Fitriyanti  
**Nrp/Nim** : 021190041  
**Jurusan** : Teknik Kimia  
**Universitas** : UPN " Veteran " Yogyakarta

Telah melaksanakan kerja praktek pada tanggal 01 April s.d. 31 Mei 2022 dan menyusun laporan dengan judul :

**" EVALUASI HEAT EXCHANGER 21E-4ABCD PADA HIGH VACUUM UNIT I (HVU I) DI KILANG LUBE OIL COMPLEX I (LOC I) DI PT KILANG PERTAMINA INTERNASIONAL REFINERY UNIT IV CILACAP "**

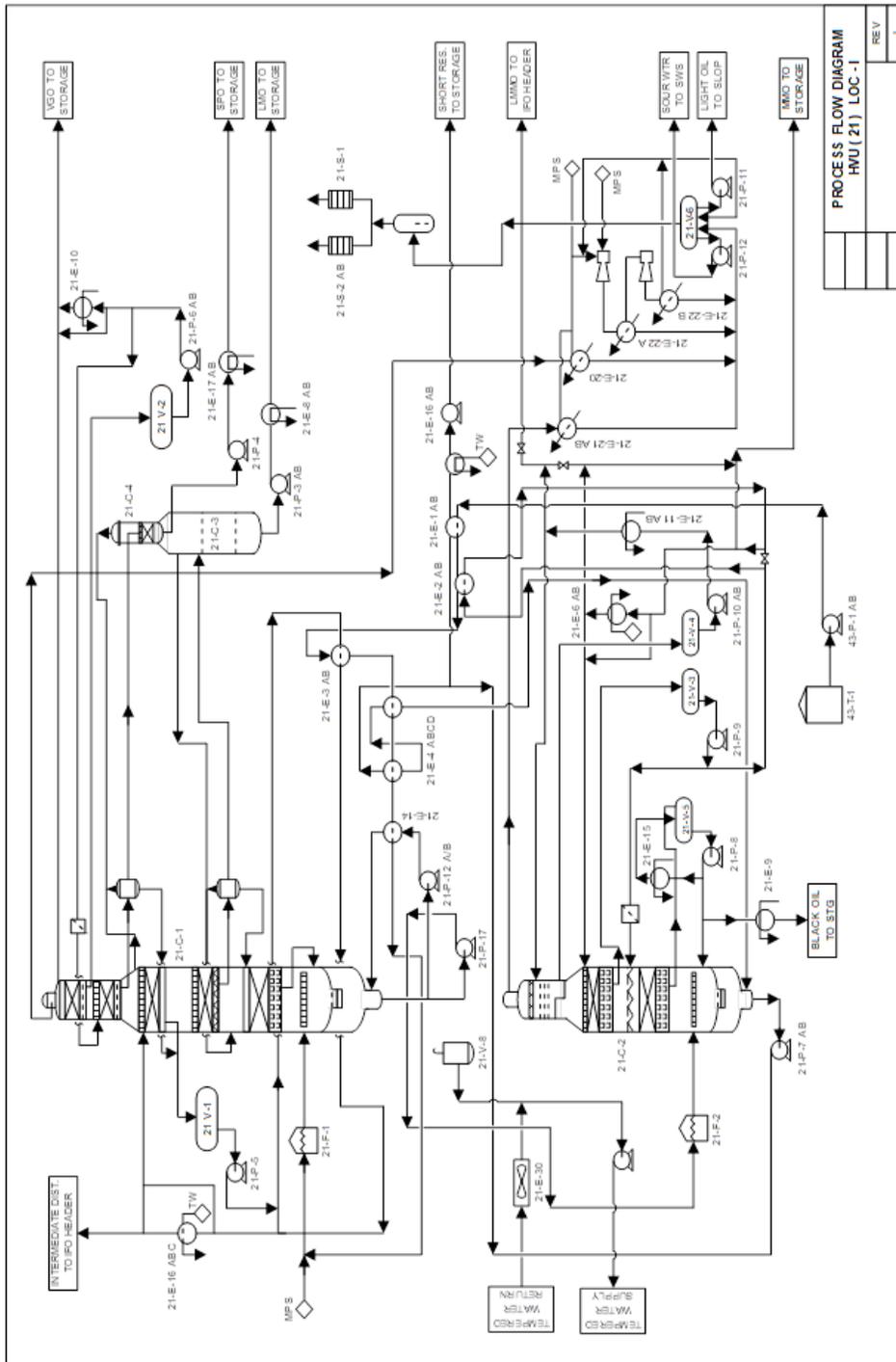
Demikian surat keterangan ini dibuat untuk dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Cilacap, 07 Juni 2022  
Direktorat Operasi  
PT Kilang Pertamina Internasional  
Refinery Unit IV Cilacap  
Manager Human Capital,

**Yudhistiro Tri Prakoso**



**Lampiran 3 : Process Flow Diagram Lube Oil Complex I Unit HVU PT. kilang  
pertamina internasional RU IV Cilacap**





Lampiran 4 : Data-data primer dan sekunder

Data disain



SHELL AND TUBE  
 HEAT EXCHANGER  
 SPECIFICATION SHEET

Contract 429400  
 Item No. 21E4 A/B/C/D  
 Revision 3 Date: 10 Oct. 96  
 By SM HB  
 Unit 21/HVU-1  
 P.O. No. 429420-4-0420-II  
 Inquiry No. 429420-4-0420-RQ  
 Sheet 1 Of 2

Client	PERTAMINA	Vendor	Shell and Tube, Inc.
Service	Long Residue/1st SR Exchanger	Plant	LOC 1
Design Duty	3.9 MM Kcal/hr	TEMA Type / Size	BES - 914 x 6096
Transfer Rate Service	176 Kcal/m <sup>2</sup> hr °C	Clean	284 Kcal/m <sup>2</sup> hr °C
Total Surface (Eff)	920.4 m <sup>2</sup>	Shell/Unit	2 + 2 Note 1
		Mtd. (Eff)	26.46
		Surface/Shell (Gross)	235.5
		Site:	Cilacap, Indonesia
			Horizontal

PERFORMANCE OF ONE UNIT				
FLUID:	SHELL SIDE		TUBE SIDE	
	Short Residue		Long Residue	
Total Flow, kg/hr	65800		107250	
Liquid Flow, kg/hr	INLET	OUTLET	INLET	OUTLET
Molecular Weight	65800	65800	107250	107250
Density, kg/m <sup>3</sup>	817	868	830	798
Thermal Cond., Kcal/hr m <sup>2</sup> °C/m	0.07	0.081	0.064	0.059
Specific Heat, Kcal/(kg.°C)	0.717	0.638	0.643	0.695
Viscosity, cP	1.9	5.2	1.8	1.0
Surface Tension, Dynes/cm				
Vapor Flow, kg/hr				
Molecular Weight				
Density, kg/m <sup>3</sup>				
Thermal Cond., Kcal/hr m <sup>2</sup> °C/m				
Specific Heat, Kcal/(kg.°C)				
Viscosity, cP				
Latent Heat, Kcal/kg				
Steam Flow, kg/hr				
Water Flow, kg/hr				
Temperature, °C	351	263	248	302
Press (Atm=1.033 kg/cm <sup>2</sup> A), kg/cm <sup>2</sup> G	5		15.5	
Pressure Drop, kg/cm <sup>2</sup>	Allow: 0.7	Calc: 0.7	Allow: 2.9	Calc:
Velocity, m / s	0.28		1.55	
Fouling Resistance, (m <sup>2</sup> hr °C)/Kcal	0.0010		0.0007	
Bubble Point, °C				
Dew Point, °C				
Critical Pressure, kg/cm <sup>2</sup> G				
Critical Temperature, °C				

REMARKS: 1. Add new exchangers 21E4 C/D to two existing exchangers (21E4 A/B). 21E4 A/B/C/D will be connected in series.  
 Total area shown includes area for all four shells.

REVISION LOG				
REV.	HTE	PROCESS	DATE	DESCRIPTION
1	SM	RPHB	8 July 96	Issued "Approved for Design & RFQ"
2	SM	HB/KM	3 Oct. 96	Issued "Revised as noted"
3	SM	HB/KM	10 Oct. 96	Issued "Approved for Purchase"
4				
5				

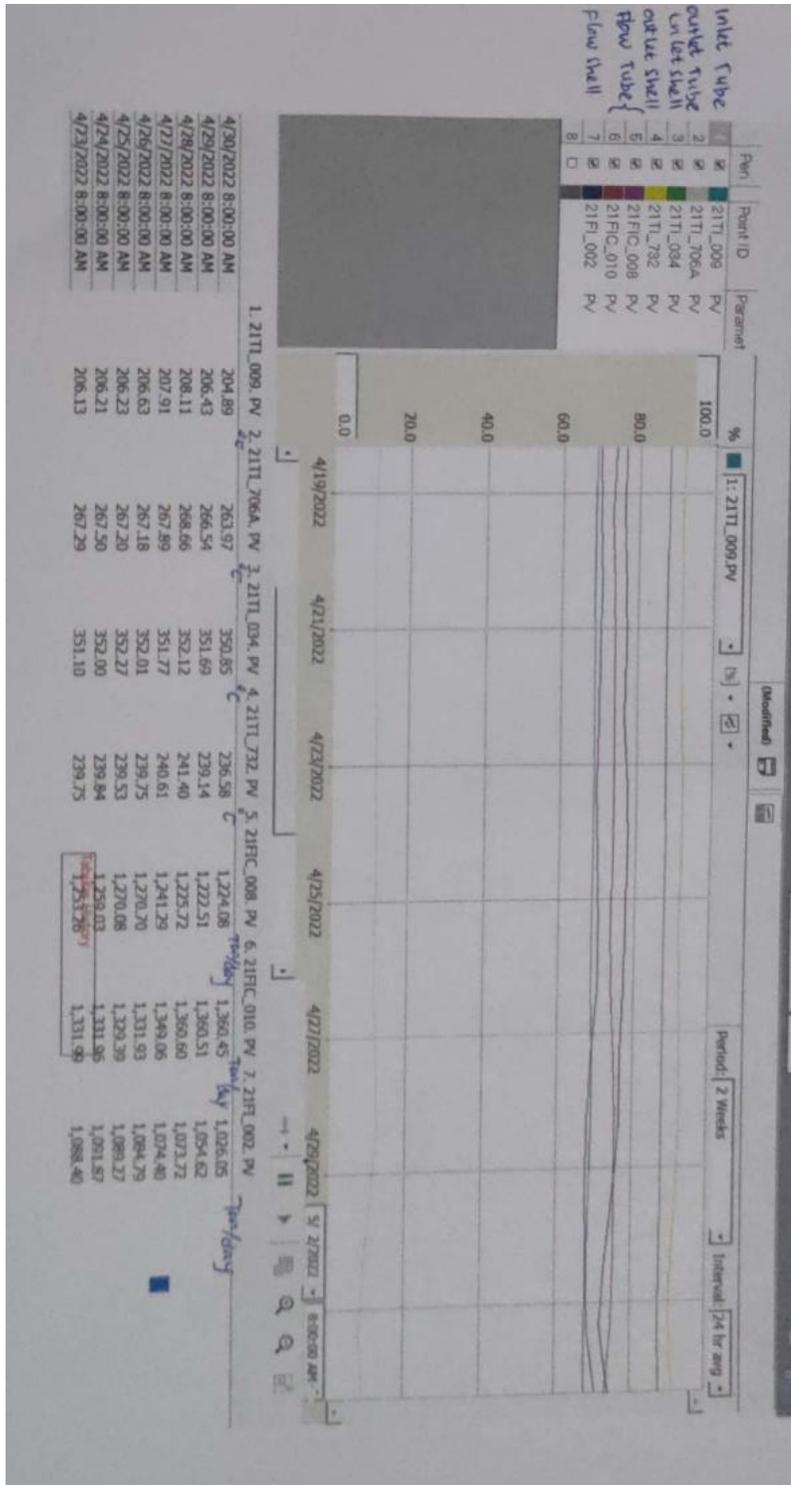
MECHANICAL DATA SHEET IS COMPLETE THROUGH PROCESS REVISION:

Notice: This drawing has not been published and is the sole property of the Fluor Daniel, and is lent to the borrower for his confidential use only; and in consideration of the loan of this drawing, the borrower agrees to return it upon request and agrees that it shall not be reproduced, copied, lent or otherwise disposed of directly or indirectly, nor used for any purpose other than that for which it is specifically furnished.

41042941503502570DATASHT/LOC/HVU/01/BAC.WK4



Data aktual





**Lampiran 5 : Perhitungan *Performance Heat exchanger* 21E-4ABCD**

<i>Shell : Short Residue</i>	<i>Tube : Long Residue</i>
<b>3. Menghitung API</b>	
$^{\circ}API = \frac{141.5}{SG} - 131.5$ $^{\circ}API = \frac{141.5}{0.991} - 131.5$ $^{\circ}API = 11.2851 API$	$^{\circ}API = \frac{141.5}{SG} - 131.5$ $^{\circ}API = \frac{141.5}{0.9215} - 131.5$ $^{\circ}API = 22.0540 API$
<b>4. Menghitung T rata-rata</b>	
<p>T1 = 352.12 °C = 665.816 °F  T2 = 241.4 °C = 466.52 °F</p> $T_{av} = \frac{T1 + T2}{2}$ $T_{av} = \frac{665.816 \text{ °F} + 466.52 \text{ °F}}{2}$ <p>T<sub>av</sub> = 566.168 °F  Cp = 0.663 BTU/lb°F  (Cp diperoleh dari Fig 4 kern)</p>	<p>t1 = 208.11 °C = 406.598 °F  t2 = 303 °C = 577.4 °F</p> $t_{av} = \frac{t1 + t2}{2}$ $t_{av} = \frac{406.598 \text{ °F} + 577.4 \text{ °F}}{2}$ <p>t<sub>av</sub> = 491.999 °F  Cp = 0.64 BTU/lb°F  (Cp diperoleh dari Fig 4 kern)</p>
<b>5. Menghitung Neraca Panas</b>	
$Q_s = W_s \times C_p \times \Delta T$ $Q_s = 98631.1417 \text{ lb/hour} \times 0.663 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} \times (665.816 - 466.52) \text{ }^{\circ}\text{F}$ $Q_s = 13032453.1 \text{ BTU/hour}$	$Q_t = W_t \times C_p \times \Delta T$ $Q_t = 118788.7412 \text{ lb/hour} \times 0.64 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F} \times (577.4 - 406.598) \text{ }^{\circ}\text{F}$ $Q_t = 12985186.93 \text{ BTU/hour}$
<b>6. Menghitung Effisiensi</b>	



$$W_s \times C_{ps} = 98631.1417 \text{ lb/hour} \times 0.663 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} = 65392.445 \text{ BTU/hour } ^\circ\text{F (Cmin)}$$

$$W_t \times C_{pt} = 118788.7412 \text{ lb/hour} \times 0.64 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} = 76024.794 \text{ BTU/hour } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Efisiensi} = \frac{\Delta T_h}{\Delta T_{max}} = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1}$$

$$\text{Efisiensi} = \frac{665.816 \text{ } ^\circ\text{F} - 466.52 \text{ } ^\circ\text{F}}{665.816 \text{ } ^\circ\text{F} - 406.598 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 0.7688 \times 100\% \\ &= 76.88 \% \end{aligned}$$

## 7. Menghitung LMTD

$$LMTD = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln\left(\frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}\right)}$$

$$LMTD = \frac{88.416 \text{ } ^\circ\text{F} - 59.922 \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln\left(\frac{88.416 \text{ } ^\circ\text{F}}{59.922 \text{ } ^\circ\text{F}}\right)}$$

$$LMTD = \frac{28.494 \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln(1.475)}$$

$$LMTD = \frac{28.494 \text{ } ^\circ\text{F}}{0.389}$$

$$LMTD = 73.2476 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Mencari R

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{665.816 \text{ } ^\circ\text{F} - 466.52 \text{ } ^\circ\text{F}}{577.4 \text{ } ^\circ\text{F} - 406.598 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$R = 1.2$$

Mencari S



$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{577.4 \text{ }^\circ\text{F} - 406.598 \text{ }^\circ\text{F}}{665.816 \text{ }^\circ\text{F} - 406.598 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$S = 0.65$$

dari *Figure 18* buku *kern* di dapat :

$$FT = 0.92$$

$$\Delta T_{LMTD} = LMTD \times FT$$

$$= 73.2476 \text{ }^\circ\text{F} \times 0.92$$

$$= 67.3878 \text{ }^\circ\text{F}$$

## 8. Menghitung Flow Area

$$ID_s = 36 \text{ in}$$

$$Pt = 1.25 \text{ in}$$

$$OD_t = 1 \text{ in}$$

$$C = Pt - OD_t$$

$$C = 0.25 \text{ in}$$

$$B = 7.09 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID_s \times C \times B}{Pt}$$

$$A_s = \frac{36 \text{ in} \times 0.25 \text{ in} \times 7.09 \text{ in}}{1.25 \text{ in}}$$

$$A_s = 51.048 \text{ in}^2$$

$$A_s = 0.3545 \text{ ft}^2$$

dari *figure 28* buku *kern* didapat :

$$De = 0.99 \text{ in} = 0.0825 \text{ ft}$$

$$OD_t = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 12$$

dari Tabel 10 buku *kern* didapat :

$$A' = 0.479$$

$$A_t = \frac{Nt \times A'}{n}$$

$$A_t = \frac{484 \times 0.479}{6}$$

$$A_t = 38.6393 \text{ in}^2$$

$$A_t = 0.2683 \text{ ft}^2$$



<b>9. Menghitung Kecepatan Massa</b>	
$G_s = \frac{W_s}{A_s}$ $G_s = \frac{98631.1417 \text{ lb/hour}}{0.3545 \text{ ft}^2}$ $G_s = 278226.0696 \text{ lb/ft}^2 \text{ hour}$	$G_t = \frac{W_t}{A_t}$ $G_t = \frac{118788.7412 \text{ lb/hour}}{0.2683 \text{ ft}^2}$ $G_t = 442698.5991 \text{ lb/ft}^2 \text{ hour}$
<b>10. Menentukan Faktor Controlling Fluida (Ke Short Residu)</b>	
$\Delta t_h = T_1 - t_2 = 88.416 \text{ }^\circ\text{F}$ $\Delta t_c = T_2 - t_1 = 59.992 \text{ }^\circ\text{F}$ $\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{59.992 \text{ }^\circ\text{F}}{88.416 \text{ }^\circ\text{F}}$ $\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = 0.3989$ $T_1 - T_2 = 199.296 \text{ }^\circ\text{F}$ <p>dengan <i>Figure 17</i> buku <i>kern</i> dengan API = 11.28 maka dapat di peroleh</p> $K_c = 1.75$ $F_c = 0.37$	
<b>9. Menentukan Suhu Kalorik</b>	
$T_k = T_2 + (F_c \times (T_1 - T_2))$ $T_k = 466.52 \text{ }^\circ\text{F} + (0.37 \times 199.296 \text{ }^\circ\text{F})$ $T_k = 540.23 \text{ }^\circ\text{F}$	$t_k = t_2 + (F_c \times (t_2 - t_1))$ $t_k = 406.52 \text{ }^\circ\text{F} + (0.37 \times 170.802 \text{ }^\circ\text{F})$ $t_k = 469.795 \text{ }^\circ\text{F}$
<b>10. Menghitung Viskositas</b>	
<p>Berdasarkan buku Maxwell halaman 164</p> $T_k = 540.23 \text{ }^\circ\text{F}, \text{ }^\circ\text{API} = 11.2851$ $\mu_{14.5 \text{ }^\circ\text{API}} = 1.98 \text{ cp}$ $\mu_{23 \text{ }^\circ\text{API}} = 1.35 \text{ cp}$	<p>Berdasarkan buku Maxwell halaman 164</p> $T_k = 469.795 \text{ }^\circ\text{F}, \text{ }^\circ\text{API} = 22.0540$ $\mu_{14.5 \text{ }^\circ\text{API}} = 2.4 \text{ cp}$ $\mu_{23 \text{ }^\circ\text{API}} = 2.3 \text{ cp}$



<p>untuk mengetahui viskositas pada 11.2851 °API dilakukan ekstrapolasi</p> $\frac{23 - 14.5}{23 - 11.285} = \frac{1.35 - 1.98}{1.35 - \mu}$ $0.72557 = \frac{-0.63}{1.35 - \mu}$ $0.72557(1.35 - \mu) = -0.63$ $1.35 - \mu = -0.8683$ $\mu = 2.2183 \text{ cp}$ $\mu = 2.2183 \times 2.42 \text{ lb/ft. hour}$ $\mu = 5.3682 \text{ lb/ft. hour}$	<p>untuk mengetahui viskositas pada 22.0540 °API dilakukan interpolasi</p> $\frac{23 - 22.0540}{23 - 14.5} = \frac{2.3 - \mu}{2.3 - 2.4}$ $0.1113 = \frac{2.3 - \mu}{-0.1}$ $-0.01113 = 2.3 - \mu$ $\mu = 2.31113 \text{ cp}$ $\mu = 2.31113 \times 2.42 \text{ lb/ft. hour}$ $\mu = 5.593 \text{ lb/ft. hour}$
<p><b>11. Menghitung Bilangan Reynold</b></p>	
<p>De = 0.0825 ft</p> $Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$ $= \frac{0.0825 \text{ ft} \times 278226.0696 \text{ lb/ft}^2\text{hr}}{5.3682 \text{ lb/ft. hour}}$ $Re_s = 4275.820629 \text{ lb/ft. hour}$	<p>dari tabel 10 buku <i>kern</i> didapat :</p> <p>Idt = 0.782 in = 0.065 ft</p> $Re_t = \frac{Idt \times G_t}{\mu}$ $= \frac{0.065 \text{ ft} \times 442698.5991 \text{ lb/ft}^2\text{hr}}{5.593 \text{ lb/ft. hour}}$ $Re_t = 5144.972 \text{ lb/ft. hour}$
<p><b>12. Menghitung Korefisien Perpindahan Panas pada Lapisan Luar Shell dan dalam Tube</b></p>	
<p>dengan menggunakan <i>Figure 1</i> buku <i>kern</i> didapat</p> <p>Tk = 540.23 °F</p> <p>°API = 11.2851</p> <p>Ks = 0.0576 BTU/hour(ft)<sup>2</sup>(°F/ft)</p> <p>Re<sub>s</sub> = 4275.820629 lb/ft. hour</p> <p>dengan <i>Figure 28</i> buku <i>kern</i> didapat</p> <p>jH<sub>s</sub> = 33</p>	<p>dengan menggunakan <i>Figure 1</i> buku <i>kern</i> didapat</p> <p>Tk = 469.795 °F</p> <p>°API = 22.0540</p> <p>Kt = 0.0645 BTU/hour(ft)<sup>2</sup>(°F/ft)</p> <p>L = 20 ft</p> <p>Idt = 0.065 ft</p>



$\frac{h_o}{\theta_s} = \frac{jH}{De} \times k \times \left( \frac{cP \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$ $= \frac{33}{0.0825 \text{ ft}} \times 0.0576 \frac{\text{btu}}{\text{hr}(\text{ft})^2} \left( \frac{^{\circ}\text{F}}{\text{ft}} \right)$ $\times \left( \frac{0.663 \times 5.3682 \text{ lb/ft.hr}}{0.0576 \frac{\text{btu}}{\text{hr}(\text{ft})^2} \left( \frac{^{\circ}\text{F}}{\text{ft}} \right)} \right)^{\frac{1}{3}}$ $\frac{h_o}{\theta_s} = 91.0871 \frac{\text{btu}}{\text{hr}^{\circ}\text{F}(\text{ft})^2}$	$\frac{L}{Idt} = 307.6923$ $Re_t = 5144.972$ <p>dengan <i>Figure 24</i> buku <i>kern</i> didapat <math>jH_t = 18</math></p> $\frac{h_{io}}{\theta_t} = \frac{jH_t}{Idt} \times k \times \left( \frac{cP \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$ $= \frac{18}{0.065 \text{ ft}} \times 0.645 \frac{\text{btu}}{\text{hr}(\text{ft})^2} \left( \frac{^{\circ}\text{F}}{\text{ft}} \right)$ $\times \left( \frac{0.64 \times 5.593 \text{ lb/ft.hr}}{0.645 \frac{\text{btu}}{\text{hr}(\text{ft})^2} \left( \frac{^{\circ}\text{F}}{\text{ft}} \right)} \right)^{\frac{1}{3}}$ $\frac{h_{io}}{\theta_t} = 68.13 \frac{\text{btu}}{\text{hr}^{\circ}\text{F}(\text{ft})^2}$
---	---

### 13. Menghitung Suhu Dinding Luar Tube

$$T_w = t_k + \frac{\left( \frac{h_o}{\theta_s} \right)}{\left( \frac{h_o}{\theta_s} \right) + \left( \frac{h_{io}}{\theta_t} \right)} \times (T_k - t_k)$$

$$T_w = 469.795^{\circ}\text{F} + \left( \frac{91.0871}{91.0871 + 68.13} \right) \frac{\text{btu}}{\text{hr}^{\circ}\text{F}(\text{ft})^2} \times (540.23 - 469.795)^{\circ}\text{F}$$

$$T_w = 510.702^{\circ}\text{F}$$

### 14. Menghitung koefisien panas

dengan  $T_w$  maka viskositas dapat di peroleh dari buku Maxwell hal 164  
 $^{\circ}\text{API} = 11.2851$   
 $\mu_{14.5^{\circ}\text{API}} = 2.2 \text{ cp}$   
 $\mu_{23^{\circ}\text{API}} = 1.42 \text{ cp}$

dengan  $T_w$  maka viskositas dapat di peroleh dari buku Maxwell hal 164  
 $^{\circ}\text{API} = 22.0540$   
 $\mu_{14.5^{\circ}\text{API}} = 2.2 \text{ cp}$   
 $\mu_{23^{\circ}\text{API}} = 1.42 \text{ cp}$



untuk mengetahui viskositas pada 11.285 °API

dilakukan ekstrapolasi

$$\frac{23 - 14.5}{23 - 11.285} = \frac{1.42 - \mu}{1.42 - \mu}$$

$$0.72557 = \frac{-0.78}{1.42 - \mu}$$

$$0.72557(1.42 - \mu) = -0.78$$

$$1.42 - \mu = -1.0750$$

$$\mu_w = 2.495 \text{ cp}$$

$$\mu_w = 2.495 \times 2.42 \text{ lb/ft. hour}$$

$$\mu_w = 6.0379 \text{ lb/ft. hour}$$

$$\theta_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$\theta_s = \left(\frac{5.3682 \text{ lb/ft. hour}}{6.0379 \text{ lb/ft. hour}}\right)^{0.14}$$

$$\theta_s = 0.9836$$

$$h_o = \left(\frac{h_o}{\theta_s}\right) \times \theta_s$$

$$h_o = 91.0871 \frac{\text{btu}}{\text{hr}^\circ\text{F}(\text{ft})^2} \times 0.9836$$

$$h_o = 89.6002 \frac{\text{btu}}{\text{hr}^\circ\text{F}(\text{ft})^2}$$

untuk mengetahui viskositas pada 22.0540 °API

dilakukan ekstrapolasi

$$\frac{23 - 22.0540}{23 - 14.5} = \frac{1.42 - \mu}{1.42 - 2.2}$$

$$0.1113 = \frac{1.42 - \mu}{-0.78}$$

$$1.42 - \mu = -0.086814$$

$$\mu_w = 1.50614 \text{ cp}$$

$$\mu_w = 1.50614 \times 2.42 \text{ lb/ft. hour}$$

$$\mu_w = 3.6465 \text{ lb/ft. hour}$$

$$\theta_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$\theta_t = \left(\frac{5.5929 \text{ lb/ft. hour}}{3.6465 \text{ lb/ft. hour}}\right)^{0.14}$$

$$\theta_t = 1.062$$

$$h_{io} = \left(\frac{h_{io}}{\theta_t}\right) \times \theta_t$$

$$h_{io} = 68.13 \frac{\text{btu}}{\text{hr}^\circ\text{F}(\text{ft})^2} \times 1.062$$

$$h_{io} = 72.334 \frac{\text{btu}}{\text{hr}^\circ\text{F}(\text{ft})^2}$$

### 15. Menghitung Koefisien Bersih Transfer Panas Overall

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$



$$U_c = \frac{72.334 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2} \times 89.6002 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2}}{72.334 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2} + 89.6002 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2}}$$
$$U_c = 40.0234 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2}$$

### 16. Menghitung Koefisien Kotor Transfer Panas Overall

$$Odt = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 12$$

dari tabel 10 buku kern didapat

$$surface \text{ outside} = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A \text{ outside} = Nt \times L \times surface \text{ outside}$$

$$A \text{ outside} = 484 \times 20 \text{ ft} \times 0.2618 \text{ ft}^2$$

$$A \text{ outside} = 2534.224 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q_{tube}}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$U_d = \frac{12985186.93 \text{ btu/hour}}{2534.224 \text{ ft}^2 \times 67.387^\circ F}$$

$$U_d = 76.0364 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2}$$

### 17. Menghitung Nilai Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = \frac{40.0234 - 76.0364}{40.0234 \times 76.0364}$$

$$R_d = 0.0118 \frac{btu}{hr^\circ F(ft)^2}$$



### 18. Menghitung Pressure Drop

$$Re_s = 4275.820629 \text{ lb/ft. hour}$$

dari Fig 29 buku kern didapat

$$f = 0.0025 \text{ ft}^2/\text{in}^2 = 0.05 \text{ ft/in}$$

Jumlah Cross

$$N + 1 = 12 \times \left(\frac{L}{N}\right)$$

$$N + 1 = \frac{12 \times 20 \text{ ft}}{8}$$

$$N + 1 = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N + 1)}{5.225 \times 10^{10} \times De \times SG \times \theta_s}$$

$$= \frac{0.0025 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2} \times (252402.4448 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{hour}})^2 \times 3 \text{ ft} \times 30 \text{ ft}}{5.225 \times 10^{10} \times 0.0825 \text{ ft} \times 0.991 \times 0.9836}$$

$$\Delta P_s = 4.1448 \text{ Psi}$$

$$Re_t = 5144.972 \text{ lb/ft. hour}$$

dari Fig 26 buku kern didapat

$$f = 0.00033 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times (Gt)^2 \times L \times n}{5.225 \times 10^{10} \times ID_t \times SG \times \theta_t}$$

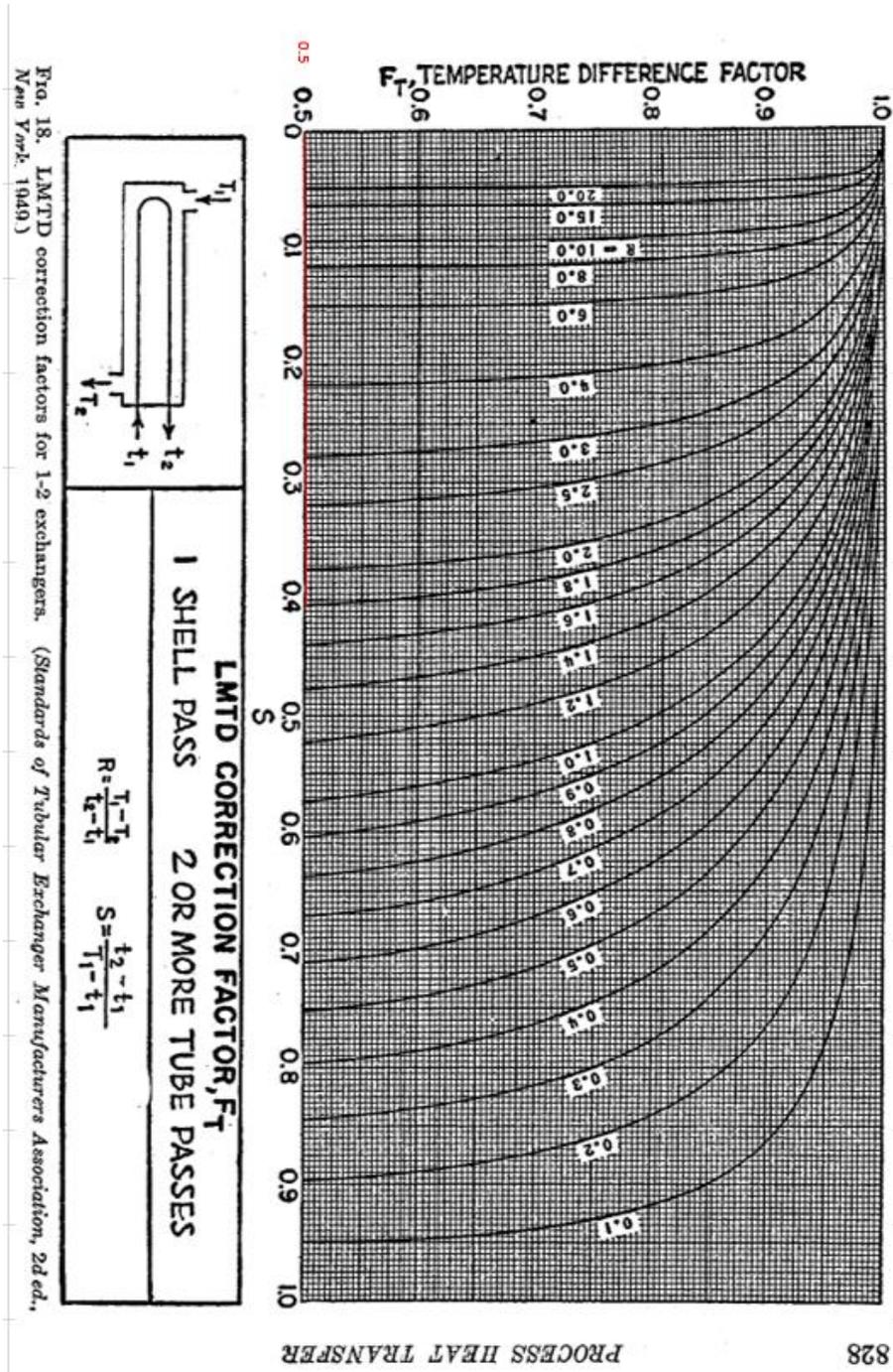
$$= \frac{0.00033 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2} \times (442698.5991 \text{ lb/ft}^2 \text{hour})^2 \times 20 \text{ ft} \times 6}{5.225 \times 10^{10} \times 0.0651 \text{ ft} \times 0.9215 \times 1.062}$$

$$\Delta P_t = 2.3356 \text{ Psi}$$





Fig 18 Kern





Tabel 10 Kern

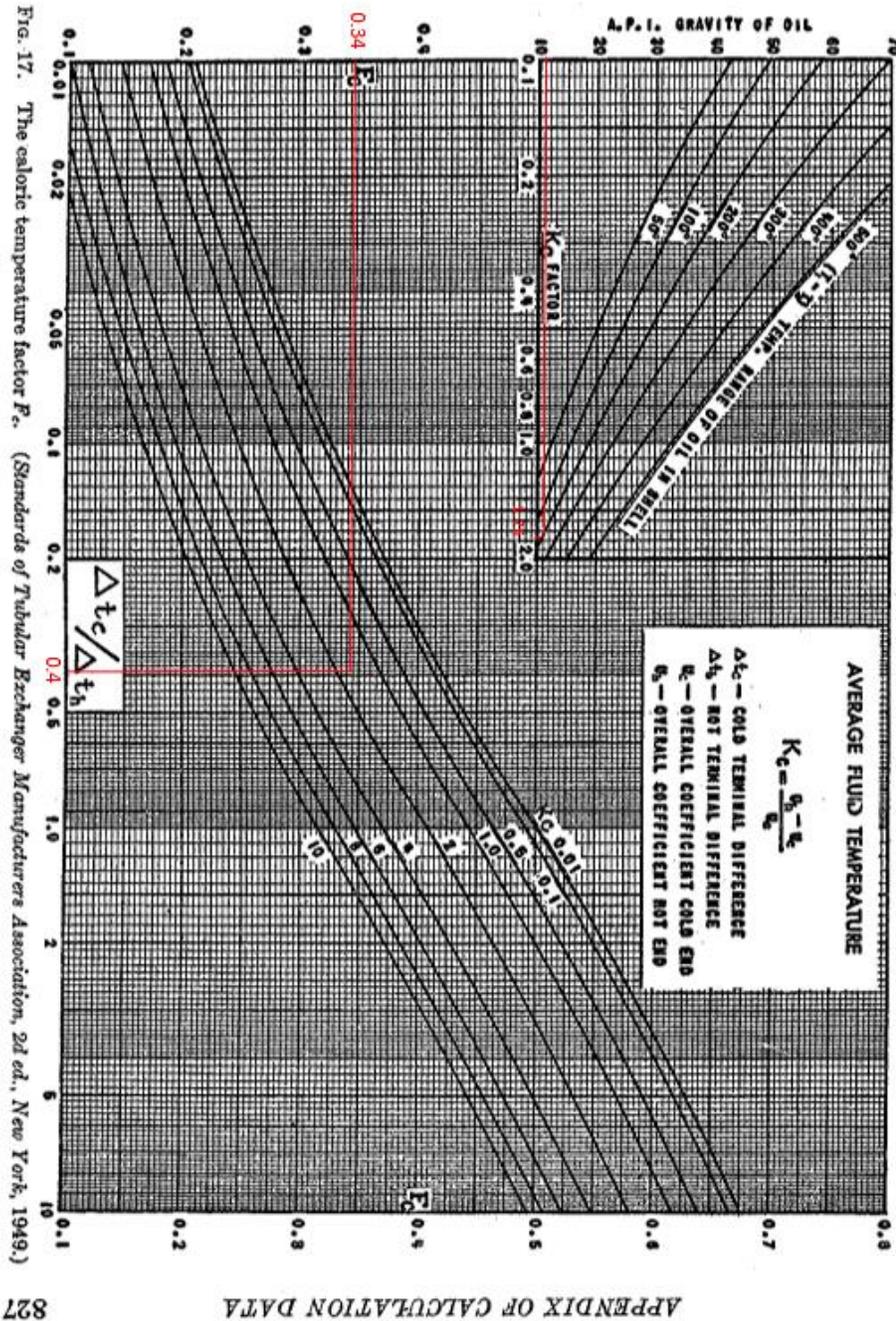
*APPENDIX OF CALCULATION DATA* 843

**TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA**

Tube OD, in.	BWG	Wall thick-ness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		



Fig 17 kern





Maxwell hal 164

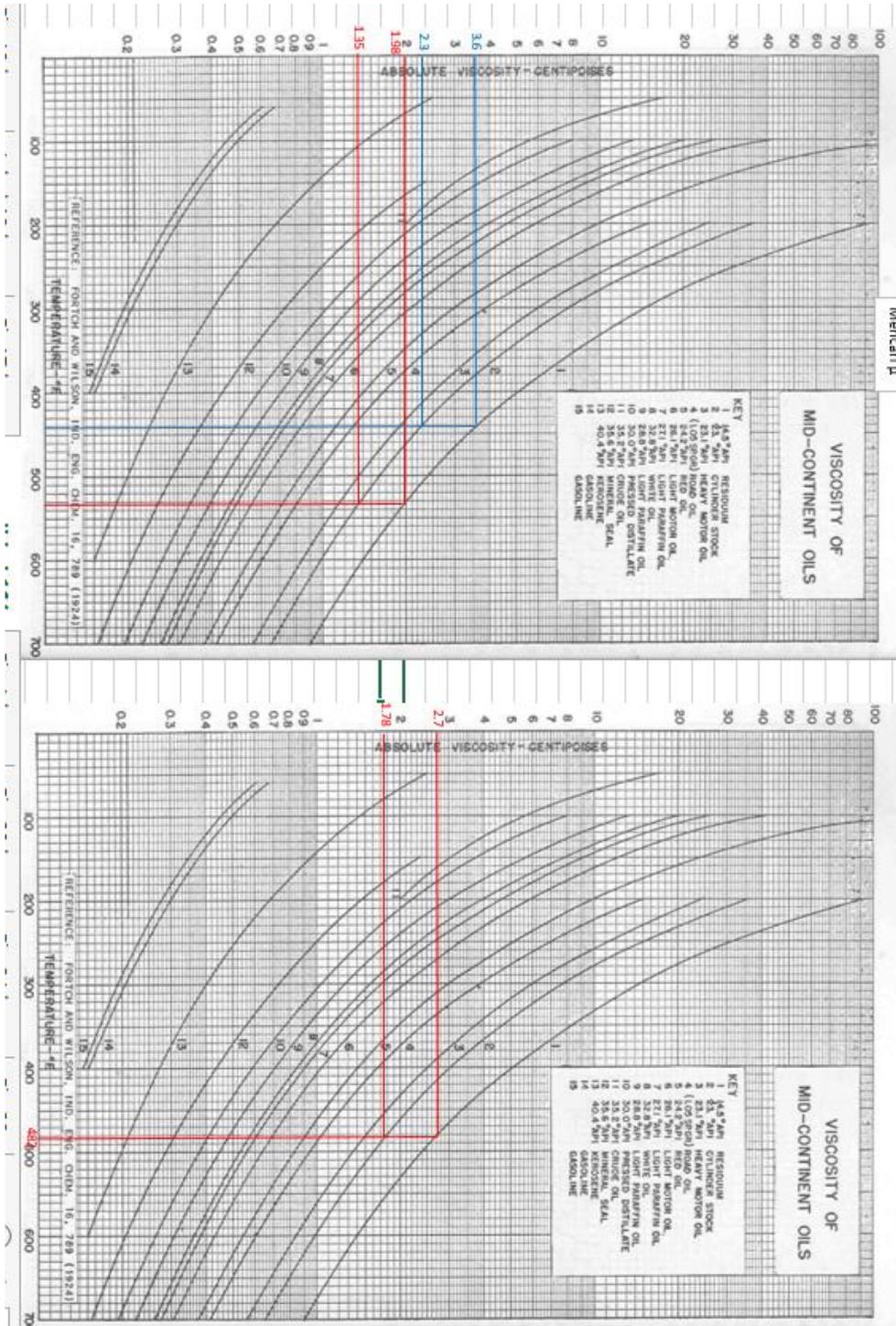




Fig 1 Kern

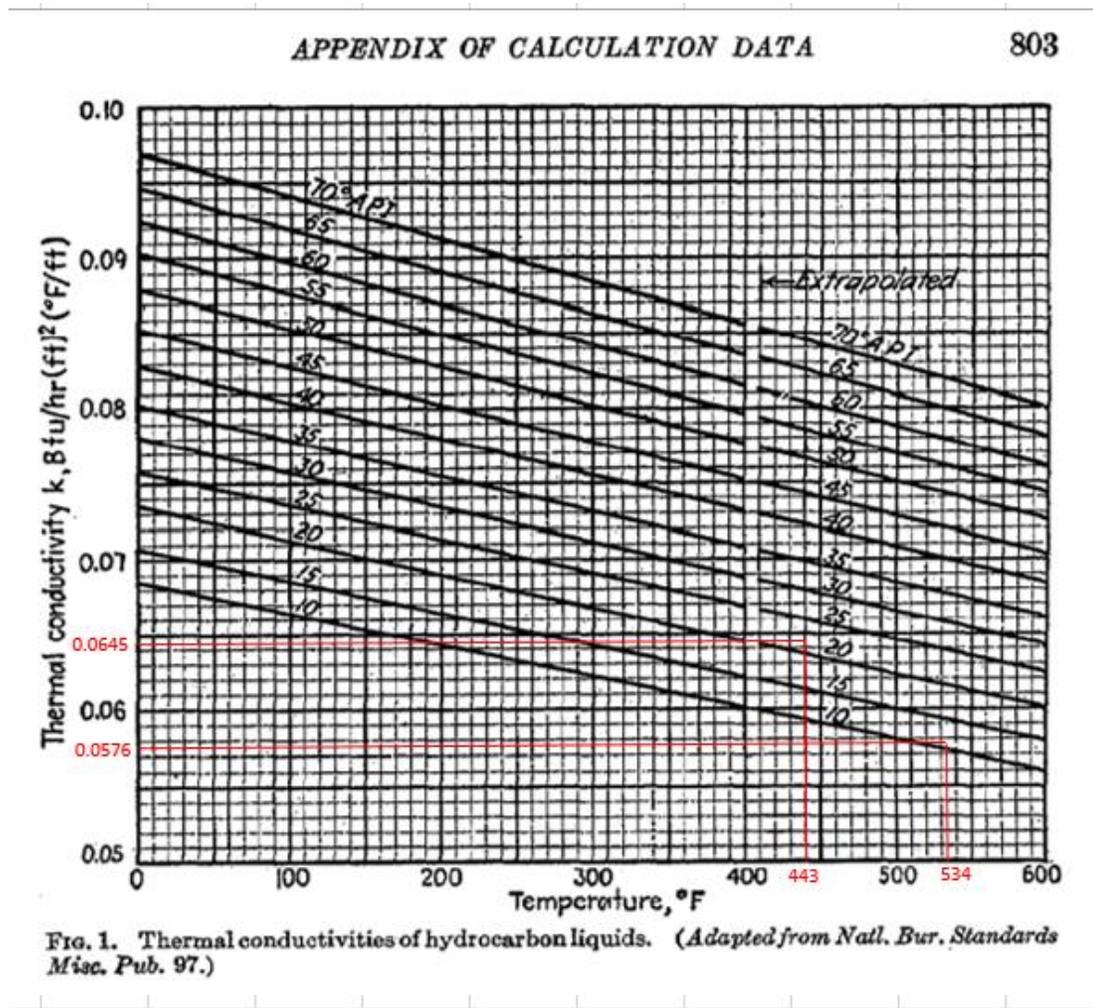




Fig 28 Kern

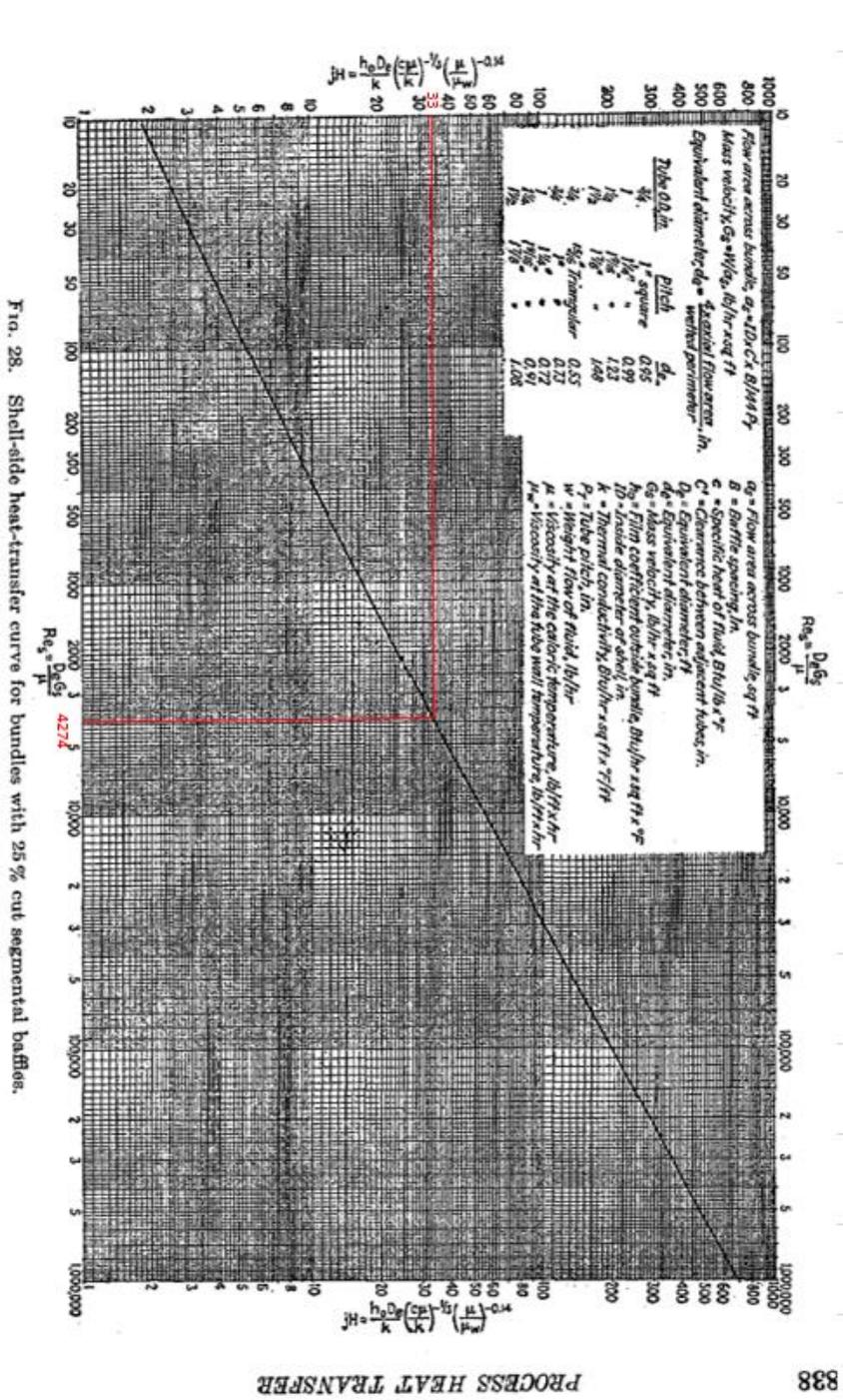




Fig 24 Kern

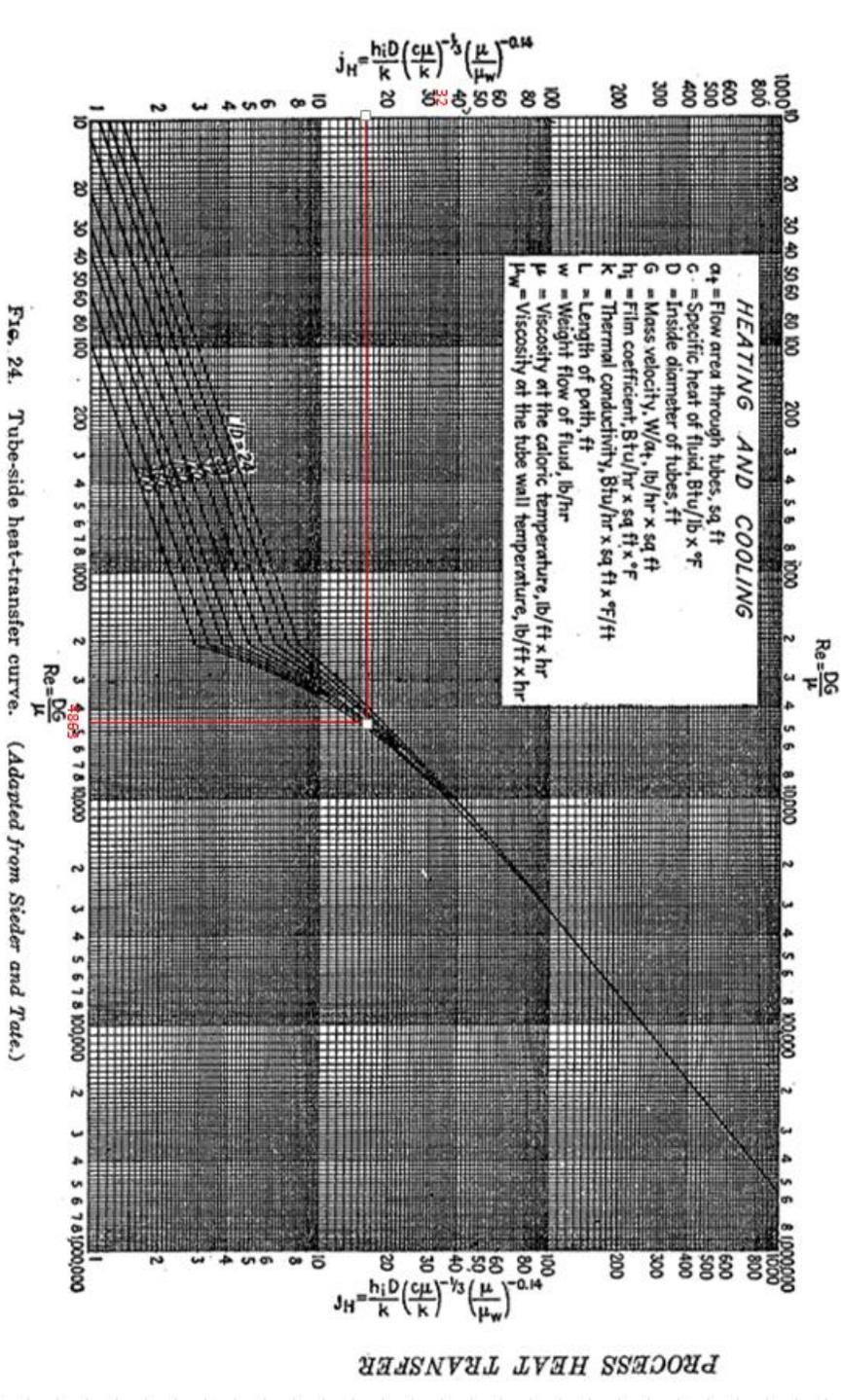






Fig 26 Kern

