



TUGAS AKHIR - ME184834

**ANALISIS INSTALASI POMPA PEMADAM
KEBAKARAN DI TERMINAL LPG SEMARANG
DALAM MEMENUHI STANDARD NFPA 14**

**MUHAMMAD RICKZA NURIL ISKANDAR
NRP. 0421164000025**

Dosen Pembimbing
Ir. Alam Baheramasyah, M.Sc.
Ir. Agoes Santoso, M.Sc., M.Phil.

Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020



TUGAS AKHIR - ME184834

**ANALISIS INSTALASI POMPA PEMADAM
KEBAKARAN DI TERMINAL LPG SEMARANG
DALAM MEMENUHI STANDARD NFPA 14**

MUHAMMAD RICKZA NURIL ISKANDAR
NRP. 04211640000025

Dosen Pembimbing
Ir. Alam Baheramsyah, M.Sc.
Ir. Agoes Santoso, M.Sc., M.phil.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

Halaman ini sengaja dikosongkan



BACHELOR THESIS - ME184834

**ANALYSIS OF FIRE PUMP INSTALLATION IN
TERMINAL LPG SEMARANG TO MEET THE NFPA
14 STANDARD**

MUHAMMAD RICKZA NURIL ISKANDAR
NRP. 0421164000025

Advisor:

Ir. Alam Baheramsyah, M.Sc.

Ir. Agoes Santoso, M.Sc., M.phil.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

ANALISIS INSTALASI POMPA PEMADAM KEBAKARAN DI TERMINAL LPG SEMARANG DALAM MEMENUHI STANDARD NFPA 14

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi *Marine Machinery and System* (MMS)
Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:
Muhammad Rickza Nuril Iskandar
NRP 0421164000025

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir:

1. Ir. Alam Baheramsyah, MS.c
NIP. 196801291992031001
2. Ir. Agoes Santoso, M.Sc., M.phil.
NIP. 196809281991021001

The image shows two handwritten signatures in black ink. The top signature is a cursive script, likely belonging to Ir. Alam Baheramsyah. The bottom signature is also cursive and includes a colon followed by the initials 'AS', likely belonging to Ir. Agoes Santoso.

Surabaya, Agustus 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

ANALISIS INSTALASI POMPA PEMADAM KEBAKARAN DI TERMINAL LPG SEMARANG DALAM MEMENUHI STANDARD NFPA 14

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Pada

Bidang Studi *Marine Machinery Fluid and System (MMS)*

Program S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan

Fakultas Teknologi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Muhammad Rickza Nuril Iskandar
NRP 0421164000025

Disetujui Oleh,
Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan :



Beny Cahyono, ST, MT, Ph.D.
NIP 197903192008011008

SURABAYA
AGUSTUS 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

ANALISIS INSTALASI POMPA PEMADAM KEBAKARAN DI TERMINAL LPG SEMARANG DALAM MEMENUHI STANDARD NFPA 14

Nama mahasiswa : Muhammad Rickza Nuril Iskandar
NRP : 04211640000025
Pembimbing : 1. Ir. Alam Baheramsyah, M.Sc.
2. Ir. Agoes Santoso, M.Sc., M.phil.

ABSTRAK

Terminal LPG Semarang merupakan sebuah perusahaan yang bergerak di bidang minyak dan gas yaitu sebagai penerima, pencampur, penimbun, serta pendistribusian LPG ke berbagai wilayah di Jawa Tengah. Selama proses pengoperasiannya, Terminal LPG Semarang memiliki potensi berbahaya kebakaran. Untuk itu maka diperlukan suatu sistem pemadam kebakaran yang memadai dan sesuai dengan standard peraturan yang sudah ditetapkan. Salah satu peraturan yang mengatur hal tersebut yaitu tertuang pada *National Fire Protection Association* (NFPA). Pada NFPA diatur beberapa peraturan khusus untuk *LPG Plant*. Pada NFPA 14 diatur mengenai nilai kapasitas aliran minimum pada setiap *standpipe*.

Selama ini Terminal LPG Semarang menjalankan sistem pemadam kebakaran menggunakan empat pompa pemadam kebakaran dengan kapasitas setiap pompa 3.000 GPM dikarenakan belum dilakukannya perhitungan nilai kapasitas aliran air yang keluar dari nozzle telah sesuai standard tersebut atau belum. Untuk itu maka dilakukannya penelitian ini yang bertujuan untuk mengetahui nilai kapasitas pada setiap nozzle dan memaksimalkan penggunaan pompa untuk memenuhi standard NFPA 14.

Dari hasil penelitian didapatkan nilai kapasitas pada 9 nozzle masih dibawah standard NFPA 14, kemudian didapatkan perhitungan kebutuhan nilai kapasitas dan head setiap pompa untuk memenuhi standard NFPA 14 yaitu, 4.960 GPM dengan *head* pompa lebih dari 72,5 m. 3. Alternatif penyelesaian yang paling baik diterapkan yaitu menggunakan pompa baru yang memiliki spek kapasitas pompa 5.000 GPM dan head pompa lebih dari 72,5 m.

Kata kunci: nozzle, NFPA, pemadam kebakaran, pompa, terminal LPG.

Halaman ini sengaja dikosongkan

ANALYSIS OF FIRE PUMP INSTALLATION IN TERMINAL LPG SEMARANG TO MEET THE NFPA 14 STANDARD

Student Name : Muhammad Rickza Nuril Iskandar
NRP : 04211640000025
Advisor : 1. Ir. Alam Baheramsyah, M.Sc.
2. Ir. Agoes Santoso, M.Sc., M.phil.

ABSTRACT

Terminal LPG Semarang is a company engaged in the oil and gas as a receiving, mixing, storage and distribution of LPG to various regions in Central Java. During the operation process, Terminal LPG Semarang has the potential of fire hazard. Therefore, a fire extinguisher is required and in accordance with the standard regulations. One of the rules that govern this is stated in *National Fire Protection Association* (NFPA). NFPA 14 regulates the minimum flow rates values for each standpipe.

During this time, the LPG Terminal Semarang has run a fire extinguisher system using four fire pumps with a capacity of 3,000 GPM for each pump because there is no calculation of the value of the flow of water coming out of the nozzle according to that standard or not. For this reason, this study was conducted which aims to determine the value of flow rates in each nozzle and maximize the use of pumps to meet NFPA 14 standards.

The results concluded that the value of capacity at 9 nozzles is still below the NFPA 14 standard, then the calculation of the capacity and head requirements of each pump is obtained to meet the NFPA 14 standard that is, 4,960 GPM with a pump head must be more than 72.5 m. The best alternative solution is to use a new pump that has a 5,000 GPM pump capacity and a pump head of more than 72.5 m.

Keywords: Fire Extinguisher; LPG Terminal; Nozzle; NFPA; Pump.

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Bismillaahirrohmaanirrohiim, alhamdulillahirobbil ‘alamin atas kehadiran Allah Subhanahu Wa Ta’ala yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis mampu menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “*Analisis Instalasi Pompa Pemadam Kebakaran di Terminal LPG Semarang dalam Memenuhi Standard NFPA 14*”. Penulisan Tugas Akhir ini disusun sebagai pemenuhan syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik dari Departemen Teknik Sistem Perkapalan, Fakultas Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Penulis menyadari bahwa terselesaikannya Tugas Akhir ini tidak lepas dari bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis menyampaikan banyak rasa terima kasih kepada:

1. Kedua orang tua terkasih Ibu Ismatun Nadirah dan Bapak Moh. Iskandar, A.Md berkat do’a dan dukungan mereka kepada penulis dalam melakukan aktivitas selama perkuliahan dan penulisan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Beny Cahyono, S.T., M.T., Ph. D selaku kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan dan juga bapak-bapak dosen yang penulis hormati.
3. Bapak Ir. Alam Bahersyah, M.Sc. selaku dosen pembimbing 1 dan Bapak Ir. Agoes Santoso, M.Sc. M.Phil. selaku dosen pembimbing 2 yang senantiasa memotivasi dan membimbing dalam pengerjaan Tugas Akhir penulis.
4. Bapak Ir. Amiadji, M.Sc. selaku dosen wali yang senantiasa mendidik dan memberikan bimbingan kepada penulis selama masa perkuliahan.
5. Beasiswa Pinisi Foundation yang telah memberikan bantuan finansial dan beberapa pelatihan yang sangat bermanfaat bagi penulis.
6. Seluruh mahasiswa Departemen Teknik Sistem Perkapalan khususnya teman-teman VOYAGE’16 yang telah mendukung dan membantu selama masa perkuliahan.
7. Pihak-pihak yang terlibat dalam penyusunan skripsi yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa penelitian yang dilakukan dalam tugas akhir ini masih memiliki kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan.

Akhir kata, semoga Tugas Akhir ini dapat menjadi ilmu yang barokah bagi kita semua dan menjadi pedoman untuk penulisan selanjutnya.

Surabaya, Juli 2020

Penulis

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	vi
LEMBAR PENGESAHAN.....	viii
ABSTRAK.....	x
<i>ABSTRACT</i>	xii
KATA PENGANTAR.....	xiv
DAFTAR ISI.....	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xxi
DAFTAR TABEL.....	xxiii
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	1
1.3 Tujuan.....	1
1.4 Batasan Masalah.....	2
1.5 Manfaat.....	2
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA.....	3
2.1 Desain dari <i>LPG Vessel</i> berdasarkan Standard API 2510A.....	3
2.1.1 Desain Tekanan dan Temperatur.....	3
2.1.2 Desain Vakum.....	3
2.2 Penyimpanan LPG pada <i>Spherical Tank</i>	4
2.3 Sistem Manajemen Kebakaran pada <i>LPG Plant</i>	5
2.3.1 Akses untuk Pemadam Kebakaran.....	5
2.3.2 Air untuk Pemadam Kebakaran.....	5
2.3.3 Penggunaan <i>Fixed Monitor</i>	6
2.4 Pengendalian Kebakaran dan Pemadaman pada Standard API 2501A.....	6
2.4.1 Perencanaan Sebelum Terjadi Kebakaran.....	6
2.4.2 Latihan Manajemen Kebakaran.....	7
2.5 Sistem Manajemen Kebakaran pada Spherical Tank di Terminal LPG Semarang.....	7

2.6	Standard Pompa Pemadam Kebakaran pada NFPA 20	8
2.7	Standard pada NFPA 14.....	9
2.7.1	Fasilitas Pemadam Kebakaran	9
2.7.2	Batasan Tekanan.....	10
2.7.3	Lokasi Sambunga Selang.....	10
2.7.4	Kapasitas Aliran	11
2.8	Kapasitas Aliran Fluida (Q)	11
2.9	Sifat Aliran Fluida pada Pipa	11
2.9.1	Aliran Laminer	11
2.9.2	Aliran Turbulen	12
2.10	Head Statis	12
2.10.1	Pressure Head.....	12
2.10.2	Elevation Head	12
2.11	Head Dinamis	12
2.12	Head Total Instalasi	13
2.13	Aliran dalam Sistem Pipa.....	14
2.13.1	Aliran dalam Pipa Seri.....	14
2.13.2	Aliran dalam Pipa Paralel	15
2.14	Hukum Kesebangunan (<i>Affinity Laws</i>).....	16
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN		19
3.1	Diagram Alir Penelitian	19
3.2	Perumusan Masalah	20
3.3	Studi Literatur	20
3.4	Pengumpulan Data	20
3.5	Pembuatan Diagram Model Instalasi.....	21
3.6	Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Sistem.....	21
3.7	Perhitungan Kebutuhan Kapasitas Pompa.....	21
3.8	Perhitungan Spesifikasi Pompa.....	21
3.9	Penentuan Pompa.....	21
3.10	Kesimpulan dan Saran	21

BAB 4 ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN.....	23
4.1 Data yang akan diolah.....	23
4.1.1 Pompa Pemadam Kebakaran	23
4.1.2 Pipa Penyalur Air Pemadam Kebakaran	23
4.1.3 Fixed Monitor, Fixed Water Cannon, Water Sprinkler Nozzle.....	24
4.1.4 Plan I & D Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang.....	25
4.1.5 Gambar Instalasi Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang.....	26
4.2 Diagram Model Instalasi Sistem Kebakaran Terminal LPG Semarang	27
4.3 Perhitungan Penentuan Sifat Aliran pada Pipa Buang	27
4.3.1 Kecepatan aliran pada pipa buang Ø 20 in	28
4.3.2 Perhitungan Bilangan Reynolds	28
4.4 Penentuan dan Penamaan Arah Aliran Fluida	28
4.5 Perhitungan Kapasitas Aliran pada Percabangan Pipa Pertama.....	29
4.6 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah A	30
4.7 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah B.....	33
4.8 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah C.....	35
4.9 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah D	37
4.10 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah Oktagonal.....	39
4.11 Perhitungan Kapasitas Aliran Air yang Keluar pada setiap Nozzle.....	40
4.12 Perhitungan Kebutuhan Kapasitas Pompa dalam Memenuhi Standard NFPA 14.....	42
4.13 Perhitungan Head Total Instalasi	43
4.13.1 Perhitungan kecepatan aliran pada setiap pipa.....	43
4.13.2 Perhitungan Elevation Head	44
4.13.3 Perhitungan Head Pressure	44
4.13.4 Perhitungan Head Loss.....	45
4.13.5 Head Total Instalasi.....	47
4.14 Alternatif Penyelesaian Kebutuhan Pompa dalam Memenuhi Standard NFPA 14.....	48

4.14.1	Menggunakan Pompa yang Telah Terpasang dengan Mengatur RPM Pompa	48
4.14.2	Menggunakan Pompa yang Telah Terpasang dengan Mengatur Ukuran Diameter Impeller Pompa	50
4.14.3	Menggunakan Pompa Baru dengan Kapasitas 5.000 GPM.....	51
4.15	Analisa Perbandingan Secara Teknis pada Setiap Alternatif Penyelesaian	52
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN		55
5.1	Kesimpulan	55
5.2	Saran	55
DAFTAR PUSTAKA		57
LAMPIRAN.....		59
BIODATA PENULIS		65

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 <i>Spherical Tank</i> di Terminal LPG Semarang	4
Gambar 2.2 Spray Nozzle pada <i>Spherical Tank</i>	8
Gambar 2.3 Simulasi Penanganan Kebakaran pada <i>Spherical Tank</i>	8
Gambar 2.4 Simulasi Operasional <i>Fix Monitor Canon</i>	8
Gambar 2.5 Aliran pada Pipa Seri [7]	15
Gambar 2.6 Aliran pada Pipa Paralel [7]	15
Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian	20
Gambar 4.1 Plan I&D Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang	25
Gambar 4.2 Diagram Model Instalasi Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang	27
Gambar 4.3 Penamaan Pipa dan Pembagian Daerah	29
Gambar 4.4 Diagram Model Instalasi Daerah A.....	30
Gambar 4.5 Diagram Model Instalasi Daerah B.....	33
Gambar 4.6 Diagram Model Instalasi Daerah C.....	35
Gambar 4.7 Diagram Model Instalasi Daerah D.....	37
Gambar 4.8 Diagram Model Instalasi Daerah Oktagonal	39

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Koefisien Kerugian Gesek [11].....	14
Tabel 4.1	Jenis aliran fluida pada setiap skenario pompa.....	28
Tabel 4.2	Kecepatan Aliran pada Pipa 2 dan 3.....	30
Tabel 4.3	Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah A.....	32
Tabel 4.4	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah A pada setiap Skenario Pompa	33
Tabel 4.5	Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah B	34
Tabel 4.6	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah B pada setiap Skenario Pompa	34
Tabel 4.7	Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah C.....	36
Tabel 4.8	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah C pada setiap Skenario Pompa	36
Tabel 4.9	Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah D.....	38
Tabel 4.10	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah D pada setiap Skenario Pompa	38
Tabel 4.11	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah Oktagonal pada setiap Skenario Pompa	40
Tabel 4.12	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran pada setiap Nozzle.....	41
Tabel 4.13	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada setiap Skenario Pompa	41
Tabel 4.14	Perhitungan Head Loss pada Pipa Buang.....	46
Tabel 4.15	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada 2.894 RPM setiap Pompa	49
Tabel 4.16	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada 461 mm Diameter Impeller setiap Pompa.....	51
Tabel 4.17	Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada kapasitas 5.000 GPM setiap Pompa	52

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Terminal LPG Semarang merupakan fasilitas vital dalam pendistribusian LPG ke berbagai wilayah di Jawa Tengah. Peran dari Terminal LPG Semarang yaitu dengan sebagai penerima, pencampur, penimbun, serta pendistribusi. Dalam pengoperasiannya, terminal LPG Semarang sangat berpotensi menimbulkan bahaya yang bisa ditimbulkan, seperti kebakaran. [1]

Untuk mengatasi risiko tersebut maka dibuatkan suatu sistem manajemen kebakaran. Sistem manajemen kebakaran adalah sebuah upaya dalam pengelolaan risiko kebakaran meliputi perencanaan, pelaksanaan, pemantauan, dan tindak lanjut [2]. Sistem manajemen kebakaran yang baik dan optimal sangat diperlukan dalam setiap unit tempat kerja di Indonesia mengingat Indonesia merupakan salah satu negara yang cukup sering terjadi bencana kebakaran. Sistem manajemen ini juga telah diatur dalam Keputusan Menteri Tenaga Kerja Republik Indonesia Nomor 186 tahun 1999 tentang unit Penanggulangan Kebakaran di Tempat Kerja.

Sistem manajemen kebakaran pada Terminal LPG Semarang salah satunya yaitu instalasi jalur pemadam kebakaran yang disuplai oleh empat pompa pemadam kebakaran. Jalur pemadam kebakaran tersebut mencakup seluruh terminal terutama pada tanki timbun LPG. Pada NFPA 14 diatur mengenai *Standard for the Installation of Standpipe and Hose Systems*. Pada regulasi tersebut diatur nilai minimum kapasitas aliran pada setiap nozzle.

Untuk memenuhi standard pada NFPA 14 tersebut maka diperlukan adanya analisis terhadap instalasi pompa pemadam kebakaran. Pada penelitian ini dilakukan perhitungan dengan skenario penggunaan keempat pompa pemadam, hal ini bertujuan untuk mengoptimalkan penggunaan pompa dalam memenuhi standard tersebut.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah yang akan dibahas yaitu:

1. Bagaimana nilai kapasitas aliran pada setiap nozzle terhadap standard NFPA 14?
2. Berapa nilai kapasitas dan head pompa yang dibutuhkan dalam memenuhi standard NFPA 14?
3. Bagaimana alternatif penyelesaian kebutuhan pompa dalam memenuhi standard NFPA 14?

1.3 Tujuan

Tujuan dari penelitian adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui nilai kapasitas aliran pada setiap nozzle terhadap standard NFPA 14.

2. Mengetahui nilai kapasitas dan head pompa yang dibutuhkan dalam memenuhi standard NFPA 14.
3. Menentukan alternatif penyelesaian kebutuhan pompa dalam memenuhi standard NFPA 14.

1.4 Batasan Masalah

Supaya permasalahan yang dibahas tidak terlalu meluas maka diberikan batas-batas sebagai berikut.

1. Tidak menganalisis segi ekonomis.
2. Fluida yang digunakan berupa air tawar.
3. Menggunakan 4 jenis skenario pompa.
4. Standard NFPA 14 yang digunakan mengenai nilai minimum kapasitas aliran pada setiap pipa tegak (*standpipe*).

1.5 Manfaat

Manfaat yang diharapkan dari hasil penelitian tugas akhir ini adalah:

1. Memenuhi standard keamanan dan keselamatan yang diatur pada NFPA 14.
2. Meningkatkan efisiensi penggunaan pompa pemadam kebakaran dalam memenuhi standard NFPA 14.
3. Memberikan beberapa alternatif penyelesaian terhadap kebutuhan pompa pemadam kebakaran.

BAB 2

KAJIAN PUSTAKA

Pada Bab ini menjelaskan teori dasar dalam menunjang penelitian beserta konsep-konsep yang mendukung penelitian dalam tugas akhir, termasuk gambaran dari sisi regulasi, definisi, dan penelitian terdahulu.

2.1 Desain dari *LPG Vessel* berdasarkan Standard API 2510A

Peraturan yang mengatur mengenai desain dari *LPG vessel* terdapat pada standard API 2510. Pada standard tersebut diatur beberapa ketentuan, diantaranya [3]

2.1.1 Desain Tekanan dan Temperatur

Tekanan desain *LPG vessel* tidak boleh kurang dari tekanan uap produk yang disimpan pada suhu desain produk maksimum. Tekanan tambahan yang dihasilkan dari tekanan parsial gas tak terkondensasi dalam ruang uap dan head hidrostatik produk pada pengisian maksimum harus dipertimbangkan. Biasanya, pertimbangan terakhir dan spesifikasi kinerja katup pelepas memerlukan perbedaan antara tekanan desain dan tekanan uap produk maksimum yang memadai untuk memungkinkan blowdown katup pelepas tekanan.

Baik suhu desain minimum dan suhu desain maksimum harus ditentukan. Dalam menentukan suhu desain maksimum, pertimbangan harus diberikan pada faktor-faktor seperti suhu lingkungan, masukan matahari, dan suhu penurunan produk. Dalam menentukan suhu desain minimum, pertimbangan harus diberikan pada faktor-faktor yang dicatat dalam kalimat sebelumnya serta suhu pendinginan otomatis dari produk yang disimpan saat diberikan tekanan atmosfer.

Pada ASME Bagian VIII, Divisi I, memiliki aturan khusus untuk kondisi di mana penurunan suhu, sebagai akibat dari pendinginan otomatis atau suhu lingkungan, disebabkan oleh penurunan tekanan yang terjadi secara bersamaan. Dalam kasus seperti itu, diperlukan untuk mengevaluasi bahan (dengan pengujian tumbukan jika perlu) pada suhu produk yang sesuai dengan tekanan yang menekan selubung *LPG vessel* hingga kira-kira 10% dari kekuatan tarik akhir bahan lapisan plat *LPG vessel*. Saat *LPG vessel* diberi tekanan ulang, ini harus dilakukan secara perlahan agar suhu meningkat saat tekanan dinaikkan.

2.1.2 Desain Vakum

Desain *LPG vessel* harus mempertimbangkan efek vakum dan dirancang sesuai dengan itu. Jika *LPG vessel* tidak dirancang untuk vakum penuh, beberapa alternatif, dalam urutan preferensi, adalah sebagai berikut:

- a. Desain untuk kondisi vakum parsial. Alternatif ini berlaku jika kondisi vakum disebabkan oleh kondisi suhu sekitar. Tekanan desain harus sama dengan tekanan uap minimum produk pada suhu lingkungan minimum. Dalam situasi ini, tidak diperlukan perlindungan tambahan terhadap ruang hampa.
- b. Desain untuk vakum parsial dengan katup pelepas vakum dan sambungan ke pasokan gas hidrokarbon yang andal. Alternatif ini dapat menurunkan kualitas produk.
- c. Desain untuk vakum parsial dengan katup pelepas vakum yang memasukkan udara ke kapal. Alternatif ini, dalam beberapa kondisi, dapat menimbulkan bahaya dari adanya udara di penyimpanan *LPG vessel* dan bahaya ini harus dipertimbangkan dalam desain.

2.2 Penyimpanan LPG pada *Spherical Tank*

Spherical tank merupakan tangki yang memiliki sifat yang paling sesuai untuk menyimpan gas bertekanan jenis LPG. Bentuk dari spherical tank dapat dilihat pada Gambar 2.1. Tangki berbentuk bola merupakan jenis tangki yang paling sesuai untuk menyimpan cairan bertekanan tinggi. Hal ini dikarenakan distribusi tegangan yang merata pada setiap permukaan bola, baik secara internal maupun eksternal karena tangki berbentuk bola tidak memiliki sudut yang dapat mengakibatkan terjadi pemusatan distribusi tegangan pada sudut-sudut tersebut. [4]



Gambar 2.1 *Spherical Tank* di Terminal LPG Semarang

Penyimpanan LPG menggunakan tangki jenis *spherical tank* juga memperhatikan sifat dari tangki jenis ini, yaitu kemampuan tanki bulat untuk menetralkan tekanan *internal* dengan menahan gas yang ada di dalamnya. Bentuk bulat membantu menetralkan tekanan yang datang dari segala arah yang disebabkan dari sifat gas, sehingga tekanan pada tangki menjadi lebih stabil. Biasanya, tangki LPG diisi dengan 85% LPG dari total kapasitasnya, untuk memberi allowance terhadap ekspansi termal dari LPG yang ada di dalamnya. [5]

2.3 Sistem Manajemen Kebakaran pada *LPG Plant*

Ketentuan proteksi kebakaran harus didasarkan pada analisis keselamatan kondisi lokal, paparan dari atau ke situs lain, ketersediaan pasokan air, dan efektivitas pemadam kebakaran dan departemen pemadam kebakaran. Analisis harus mencakup skenario kecelakaan yang mungkin tetapi realistis yang mungkin terjadi, termasuk skenario pelepasan gas, terjadi percikan, dan kebakaran. Untuk informasi tambahan, latar belakang, dan panduan terdapat pada regulasi API Publ 2510A. [3]

2.3.1 Akses untuk Pemadam Kebakaran

Tata letak fasilitas penyimpanan, termasuk penataan dan lokasi jalan pabrik, trotoar, pintu, dan peralatan operasi, harus dirancang untuk memungkinkan personel dan peralatan mencapai area yang terkena kebakaran dengan cepat dan efektif. Tata letak harus mengizinkan akses dari setidaknya dua arah. Pelarian darurat serta akses untuk memadamkan kebakaran harus dipertimbangkan.

2.3.2 Air untuk Pemadam Kebakaran

Tanki yang terpapar oleh api pada bagian luar tanki dapat terjadi kegagalan karena terjadi perubahan tekanan karena kerusakan logam yang disebabkan oleh suhu logam cangkang yang berlebihan. Beban tekanan maksimum pada wadah penyimpanan LPG biasanya terjadi ketika sebuah tanki, yang sepenuhnya terlibat dalam kebakaran, terisi hingga setidaknya setinggi ketinggian maksimum di mana terjadi paparan nyala api secara langsung. Temperatur logam maksimum, sebaliknya, terjadi ketika ketinggian cairan di bawah ketinggian nyala api maksimum dan nyala api mengenai bagian dinding bejana yang tidak dibasahi secara internal oleh kandungan cairan.

Tingkat kebutuhan air minimum yang diperlukan adalah yang diperlukan untuk melindungi tanki kosong atau hampir kosong dari kerusakan akibat suhu dinding logam tanki yang berlebihan yang disebabkan oleh paparan api pada ruang uap bejana. Air tambahan dapat disediakan jika dianggap perlu untuk membatasi masukan panas lebih jauh lagi untuk mengurangi jumlah uap yang harus dibuang melalui katup pelepas pada tanki yang penuh atau sebagian penuh.

Tingkat kebutuhan air 0,1 galon per menit per feet² cukup untuk kebutuhan pendinginan dalam banyak situasi paparan api. Jika ada kekhawatiran atau risiko tanki yang sepenuhnya terkena oleh api karena lokasinya, konfigurasi perpipaan, atau penyitaan atau desain drainase, aliran pendingin tambahan harus disediakan, atau kecepatan kebutuhan air

harus dinaikkan menjadi 0,25 galon per menit per feet². Kecepatan air di atas minimum 0,1 galon per menit per feet² juga mungkin diperlukan jika bagian substansial dari satu sisi kapal terkena pelampiasan nyala api langsung. Tingkat yang diperlukan harus ditentukan berdasarkan kasus per kasus menggunakan skenario paparan api yang sesuai.

2.3.3 Penggunaan *Fixed Monitor*

Ketika *fixed monitor* digunakan untuk mengaplikasikan air pendingin ke tanki penyimpanan LPG, *fixed monitor* harus ditempatkan dalam jarak 50 hingga 125 kaki dari tanki dengan tekanan suplai nosel 100 pon per meter persegi. Jumlah dan lokasi monitor harus sedemikian rupa sehingga air akan didistribusikan ke seluruh bagian tanki. *Fixed monitor* harus ditempatkan di tempat yang mudah diakses dengan aman selama kebakaran; atau *fixed monitor* dapat diaktifkan dan dikendalikan dari jarak jauh. Pendinginan yang efektif dari tanki yang terpapar api jenis (*jet flame*) mensyaratkan bahwa air dialirkan di lokasi tertentu di mana paparan nyala api terjadi. Ini paling baik dilakukan dengan *fixed monitor* yang dapat dikendalikan dan diarahkan secara manual.

2.4 Pengendalian Kebakaran dan Pemadaman pada Standard API 2501A

Pada standard API 2501A juga diatur beberapa regulasi mengenai pengendalian kebakaran dan pemadaman, berikut standard yang diatur: [3]

2.4.1 Perencanaan Sebelum Terjadi Kebakaran

Karena pentingnya pengambilan keputusan yang harus segera dan tepat di awal kebakaran LPG, rencana sebelum terjadinya kebakaran harus mencakup beberapa kemungkinan skenario yang realistis dan tanggap darurat yang direkomendasikan untuk fasilitas yang sedang dipertimbangkan.

Rencana pra-kebakaran yang efektif harus mencakup prosedur dasar yang harus dilakukan oleh personel pemadam kebakaran di semua kebakaran LPG serta pertimbangan lain yang lebih umum untuk memastikan pemadaman api secara tertib dan meminimalkan dampaknya pada personel fasilitas dan properti di sekitarnya. Berikut ini adalah beberapa masalah umum yang harus diperhatikan dalam rencana pra-kebakaran:

- a. Perintah komando harus ditetapkan; harus konsisten dengan sistem komando insiden yang digunakan oleh organisasi tanggap darurat lokal.
- b. Langkah-langkah untuk menjamin komunikasi yang efektif.
- c. Rute akses dan jalan keluar serta titik pengumpulan personel harus ditetapkan.
- d. Daftar pemberitahuan dengan nomor telepon harus disusun.

- e. Perjanjian evakuasi dengan pejabat publik harus berlaku jika diperlukan.
- f. Prosedur pengendalian jalur evakuasi harus diputuskan.

2.4.2 Latihan Manajemen Kebakaran

Petugas pemadam kebakaran harus dilatih dalam menggunakan peralatan pengendalian kebakaran yang tersedia di lokasi dan dalam penggunaan taktik yang aman yang akan mengurangi risiko cedera.

Prosedur berikut harus ditangani dalam program pelatihan:

- a. Teknik untuk mendinginkan segera cangkang kapal saat terkena kontak api di atas tingkat isi.
- b. Penggunaan aliran air untuk membubarkan dan mengencerkan uap.
- c. Cara-cara untuk mengenali bahwa pecahnya tangki sudah dekat dan area tersebut harus dievakuasi.

Program pelatihan harus memastikan bahwa personel yang bertugas harus berpengalaman dalam tindakan pencegahan berikut:

- a. Untuk mendekati titik api tidak lebih dekat dari yang dibutuhkan untuk air dari nosel dengan aliran lurus untuk mencapai titik api.
- b. Untuk menghemat personel dan air, jangan mendinginkan tanki yang tidak terkena api. Karena memiliki berisiko rendah terkena panas radiasi.
- c. Hindari memasuki area di mana kebocoran gas dapat terjadi setelah pemadaman jika semua sumber bahan bakar tidak diisolasi.
- d. Untuk mematikan sumber bahan bakar sebelum memadamkan api LPG karena bahaya kilas balik atau ledakan.

2.5 Sistem Manajemen Kebakaran pada Spherical Tank di Terminal LPG Semarang

Pada sistem manajemen kebakaran pada industri terminal LPG salah satunya mengatur tentang pendinginan pada tabung penyimpanan LPG (*spherical tank*). Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi apabila terjadi kebakaran atau *overheating*, kondisi pada spherical tank dapat tetap pada temperatur yang normal, sehingga dapat melindungi muatan LPG di dalam tanki dan tidak menambah kebakaran baru.

Pada sistem pendingin tanki timbun ini dilakukan dengan menyemprotkan air melalui spray nozzle yang telah dipasang mengililingi tanki timbun. Instalasi spray nozzle dapat dilihat pada Gambar 2.2 dan pada Gambar 2.3 merupakan kondisi saat simulasi penanganan kebakaran dilakukan.

Pada Terminal LPG Semarang juga terdapat *fix monitor* dan *fix monitor canon* untuk ikut memadamkan dan mendinginkan pada daerah *LPG plant*. *Fix monitor canon* yang terpasang merupakan *fix monitor* yang dapat dioperasikan secara manual untuk lebih jelasnya dapat melihat Gambar 2.4.



Gambar 2.2 Spray Nozzle pada *Spherical Tank*



Gambar 2.3 Simulasi Penanganan Kebakaran pada *Spherical Tank*
Sumber: <https://www.opsico.co.id/>



Gambar 2.4 Simulasi Operasional *Fix Monitor Canon*
Sumber: <https://www.facebook.com/Terminal-LPG-Semarang-192860311610/>

2.6 Standard Pompa Pemadam Kebakaran pada NFPA 20

Penentuan dan pemilihan pompa pemadam kebakaran pada *LPG Plant* diatur pada standard NFPA 20. Berikut regulasi yang diatur: [6]

- Kontrol terpisah pada setiap pompa.
- Kecepatan aliran maksimum pada pipa hisap dibawah 3m/s pada kapasitas pengenal (*rated capacity*)
- Tekanan pada aliran nol kurang dari 1,4 kali dari tekanan pengenal (*rated pressure*)
- Tekanan pada 1,5 kapasitas pengenal tidak kurang dari 0,65 kali dari tekanan pengenal.
- *Service factor* tidak boleh melebihi 1.15
- Material Pompa;
Casing: Cast iron
Impeller: Bronze
Shaft: Stainless steel
- *Shaft sealing: Soft packing or mechanical seal*
- *Bearings: L-10 rating of not less than 5000 hours at maximum load.*
- *Flanges according to EN 1092-2 PN 16.*

2.7 Standard pada NFPA 14

Standard NFPA 14 mengatur mengenai standar untuk pemasangan sistem pipa tegak dan sistem selang. Beberapa regulasi yang diatur untuk *LPG plant* diantaranya sebagai berikut: [7]

2.7.1 Fasilitas Pemadam Kebakaran

Fasilitas pemadam kebakaran harus terlihat dan dikenali dari jalan atau titik terdekat dari aksesibilitas aparat pemadam kebakaran atau di sisi jalan gedung. Fasilitas pemadam kebakaran harus ditempatkan dan diatur sedemikian rupa sehingga saluran selang dapat dipasang ke saluran masuk tanpa gangguan dari benda-benda di dekatnya, termasuk bangunan, pagar, tiang, lansekap, kendaraan, atau sambungan pemadam kebakaran lainnya.

Setiap fasilitas pemadam kebakaran harus ditandai dengan tanda yang memiliki huruf, setidaknya setinggi 1 inci (25,4 mm), yang bertuliskan "STANDPIPE." Jika alat penyiram otomatis juga dipasang oleh fasilitas pemadam kebakaran, tanda atau kombinasi rambu harus menunjukkan kedua layanan yang ditunjuk (misalnya, "STANDPIPE AND AUTOSPKR," atau "AUTOSPKR AND STANDPIPE").

Fasilitas pemadam kebakaran harus ditempatkan tidak lebih dari 100 kaki (30,5 m) dari hidran terdekat yang terhubung ke pasokan air yang tersedia. Fasilitas pemadam kebakaran harus ditempatkan tidak kurang dari 18 inci (457 mm) atau lebih dari 48 inci (1219 mm) di atas permukaan tanah, trotoar, atau permukaan datar yang bersebelahan.

2.7.2 Batasan Tekanan

Tekanan maksimum untuk sambungan selang jika tekanan sisa pada outlet 1½ in. (40 mm) pada sambungan selang melebihi 100 psi (6,9 bar), perangkat pengatur tekanan yang disetujui harus disediakan untuk membatasi tekanan sisa pada aliran yang disyaratkan oleh *Section 7.10* hingga 100 psi (6.9 bar).

Jika tekanan statis pada sambungan selang melebihi 175 psi (12,1 bar), perangkat pengatur tekanan yang disetujui harus disediakan untuk membatasi tekanan statis dan sisa di outlet sambungan selang hingga 100 psi (6,9 bar) selama 1½ in. (40 mm) sambungan selang dan 175 psi (12,1 bar) untuk sambungan selang lainnya. Tekanan pada sisi masuk perangkat pengatur tekanan harus tidak melebihi tekanan kerja pengenalan perangkat.

2.7.3 Lokasi Sambungan Selang

- Sistem Kelas I.
Sistem Kelas I harus dilengkapi dengan sambungan selang 2 ½ inci (65 mm) di lokasi berikut:
 - (1) Di tempat perantara tertinggi di antara lantai di setiap tangga keluar yang diperlukan.
 - (2) Di setiap sisi dinding yang berdekatan dengan bukaan keluar dari pintu keluar horizontal.
 - (3) Selain bangunan yang tertutup, di setiap jalan keluar di pintu masuk dari area bangunan ke jalan masuk.
 - (4) Di gedung tertutup, di pintu masuk ke setiap lorong keluar atau koridor keluar, dan di sisi interior pintu masuk umum dari luar ke gedung.
 - (5) Di tangga tertinggi dengan akses tangga ke atap, dan di atap dengan kemiringan kurang dari 3 dari 12 di mana tangga tidak dapat mengakses atap.
- Sistem Kelas II.
Sistem Kelas II harus dilengkapi dengan selang utama 1 ½ inci (40 mm) sehingga semua bagian dari setiap lantai bangunan berada dalam jarak 130 kaki (39,7 m) dari sambungan selang yang dilengkapi dengan selang 1½ inci (40 mm). atau dalam 120 kaki (36,6 m) dari sambungan selang yang dilengkapi dengan selang kurang dari 1½ in. (40 mm).

- Sistem Kelas III.
Sistem Kelas III harus dilengkapi dengan sambungan selang seperti yang dipersyaratkan untuk sistem Kelas I dan Kelas II.

2.7.4 Kapasitas Aliran

Laju aliran minimum untuk sistem Kelas I dan Kelas III, laju aliran minimum untuk pipa tegak paling jauh secara hidrolik harus 500 gpm (1893 L / mnt).

Jika pipa tegak horizontal pada sistem Kelas I dan Kelas III memasok tiga atau lebih sambungan selang di lantai mana pun, laju aliran minimum untuk pipa tegak horizontal yang paling menuntut secara hidrolik harus 750 gpm (2840 L / mnt).

Laju aliran minimum untuk pipa tegak tambahan harus 250 gpm (946 L / menit) per pipa tegak, dengan total tidak melebihi 1250 gpm (4731 L / menit) atau 1000 gpm (3785 L / menit) untuk bangunan yang disiram seluruhnya.

Jika luas lantai melebihi 80.000 ft² (7432 m), pipa tegak kedua paling jauh harus dirancang untuk menampung 500 gpm (1893 L / menit).

2.8 Kapasitas Aliran Fluida (Q)

Kapasitas aliran (Q) untuk fluida yang *incompressible* yaitu [8]:

$$Q = A \cdot v \quad (2.1)$$

Dengan:

Q = Laju aliran Volume (m³/s)

A = Luas Penampang Aliran (m²)

v = Kecepatan Aliran Fluida (m/s)

2.9 Sifat Aliran Fluida pada Pipa

2.9.1 Aliran Laminer

Aliran fluida jenis ini akan terjadi apabila kecepatan fluida yang mengalir melalui pipa rendah, maka gerakan alirannya akan konstan (*steady*) baik besarnya maupun arahnya pada sembarang titik.

Aliran laminer dapat diketahui dari perhitungan *Reynold Number*. Apabila nilai dari *Reynold Number* kurang dari 2.000 maka aliran tersebut termasuk kedalam jenis aliran laminer [8].

$$R_e = \frac{V D}{\nu} \quad (2.2)$$

Dengan:

D = Diameter dalam pipa (m)

V = Kecepatan Aliran Fluida (m/s)

ν = Viskositas kinematik fluida (kg/m^3)

2.9.2 Aliran Turbulen

Aliran ini terjadi apabila kecepatan fluida tinggi, aliran tidak lagi steady namun bervariasi baik besar maupun arahnya pada sembarang titik. Aliran akan bersifat turbulen jika hasil perhitungan *Reynold Number* (Re) diatas 4.000 ($Re > 4.000$, aliran turbulen). [8]

2.10 Head Statis

2.10.1 Pressure Head

Pressure head merupakan energi yang terdapat pada fluida akibat perbedaan tekanan antara suction reservoir dengan *discharge* reservoir. [8]

$$H_p = P_{\text{buang}} - P_{\text{hisap}}$$

2.10.2 Elevation Head

Elevation Head merupakan head yang disebabkan oleh adanya perbedaan ketinggian dari permukaan fluida di *suction reservoir* dengan permukaan fluida di *discharge reservoir* dengan sumbu pompa sebagai acuannya. Ada dua macam instalasi pada pipa *suction*, yaitu: *Suction Head*. Suatu instalasi pipa suction dimana permukaan fluida terletak diatas sumbu pompa. Bersarnya *elevation head* adalah [8]:

$$H_a = H_d - H_s \quad (2.3)$$

Dimana:

H_d = Head discharge (m)

H_s = Head suction (m)

2.11 Head Dinamis

Head dinamis merupakan head pompa yang terdiri dari:

Head Loss

Head loss adalah suatu kerugian aliran yang terjadi sepanjang saluran pipa, baik itu pipa lurus, belokan, saringan, katup dan sebagainya. Head loss dapat digolongkan menjadi dua, yaitu:

a. Head Loss Mayor

Head loss mayor merupakan suatu kerugian aliran yang disebabkan oleh adanya gesekan antara fluida dengan dinding saluran pipa lurus.

Besarnya head loss mayor dapat dihitung menggunakan persamaan Darcy-Weysbach sebagai berikut [8]:

$$H_l = f k \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2g} \quad (2.4)$$

Dimana:

fk = koefisien kerugian gesek

L = Panjang pipa (m)

D = Diameter dalam pipa (m)

V = kecepatan aliran fluida (m/s)

g = Percepatan gravitasi (m/s²)

Besarnya koefisien gesek (f) dapat diketahui dari jenis aliran yang terjadi dalam suatu pipa. Untuk jenis aliran laminar nilai koefisien gesek (f) dapat dihitung dengan persamaan:

$$f k = \frac{64}{Re} \quad (2.5)$$

Sedangkan untuk aliran turbulen, nilai koefisien gesek (f) dapat dihitung dengan persamaan:

$$f k = 0,02 + \frac{0,0005}{D} \quad (2.6)$$

Dimana:

D = diameter dalam pipa (m)

b. Head Loss Minor

Head loss minor merupakan Kerugian aliran yang disebabkan oleh adanya gesekan yang terjadi pada komponen tambahan (asesoris) seperti *elbow*, katup, *fitting* dan lain sebagainya sepanjang jalur perpipaan. Besarnya head loss minor tergantung dari koefisien tahanan (f) asesoris yang digunakan. [8]

$$H = f \frac{V^2}{2g} \quad (2.7)$$

Dimana:

f = koefisien kerugian gesek

V = kecepatan aliran fluida (m/s)

g = Percepatan gravitasi (m/s²)

Besar dari nilai koefisien kerugian gesek dapat dilihat pada Tabel 2.1

2.12 Head Total Instalasi

Head total instalasi Merupakan pejumlahan dari head statis dengan head dinamis. Head ini menyatakan besarnya kerugian yang harus diatasi oleh pompa dari seluruh komponen-komponen yang ada. Head total instalasi dapat dinyatakan dalam persamaan berikut [8]:

$$H_{tot} = h_a + \Delta h_p + h_l \quad (2.8)$$

dimana:

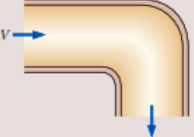

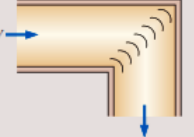
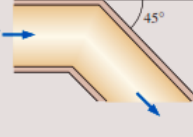
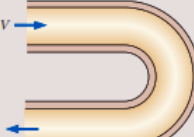
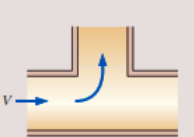
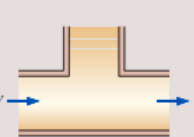
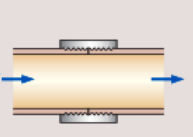
Htot = Head total pompa (m)

ha = Head Statis total (m)

Δh_p = Perbedaan tekanan yang bekerja pada kedua permukaan air (m)

hl = Berbagai kerugian head gesekan aliran pipa, katup, belokan, sambungan, dll (m)

Tabel 2.1 Koefisien Kerugian Gesek [9]

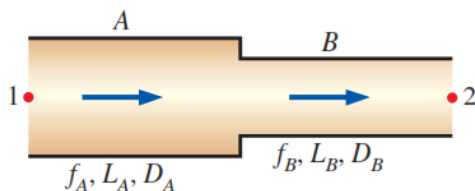
<p>Bends and Branches</p> <p>90° smooth bend: Flanged: $K_L = 0.3$ Threaded: $K_L = 0.9$</p> 	<p>90° miter bend (without vanes): $K_L = 1.1$</p> 	<p>90° miter bend (with vanes): $K_L = 0.2$</p> 	<p>45° threaded elbow: $K_L = 0.4$</p> 
<p>180° return bend: Flanged: $K_L = 0.2$ Threaded: $K_L = 1.5$</p> 	<p>Tee (branch flow): Flanged: $K_L = 1.0$ Threaded: $K_L = 2.0$</p> 	<p>Tee (line flow): Flanged: $K_L = 0.2$ Threaded: $K_L = 0.9$</p> 	<p>Threaded union: $K_L = 0.08$</p> 
<p>Valves</p> <p>Globe valve, fully open: $K_L = 10$</p> <p>Angle valve, fully open: $K_L = 5$</p> <p>Ball valve, fully open: $K_L = 0.05$</p> <p>Swing check valve: $K_L = 2$</p>			
<p>Gate valve, fully open: $K_L = 0.2$</p> <p>$\frac{1}{4}$ closed: $K_L = 0.3$</p> <p>$\frac{1}{2}$ closed: $K_L = 2.1$</p> <p>$\frac{3}{4}$ closed: $K_L = 17$</p>			

2.13 Aliran dalam Sistem Pipa

Sebagian besar sistem perpipaan yang dijumpai dalam praktiknya seperti sistem distribusi air di kota-kota atau sebuah perusahaan industri melibatkan banyak sambungan pipa secara seri atau paralel.

2.13.1 Aliran dalam Pipa Seri

Bila terdapat dua pipa atau lebih yang mempunyai diameter atau kekasaran yang berbeda dihubungkan sehingga zat cair dapat mengalir dalam pipa yang satu ke pipa lainnya, maka pipa-pipa tersebut dikatakan dihubungkan secara seri. Pipa yang dihubungkan secara seri salah satu contohnya dapat dilihat pada Gambar 2.5. [9]



Gambar 2.5 Aliran pada Pipa Seri [9]

Persamaan yang digunakan untuk menyelesaikan aliran dalam sistem pipa terhubung seri adalah dengan menggunakan persamaan kontinuitas.

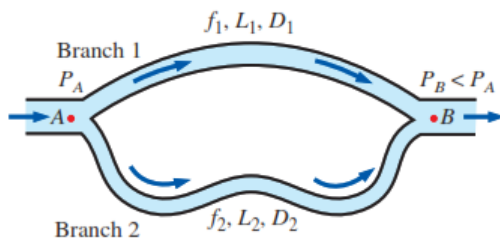
$$Q = Q_1 = Q_2 \quad (2.9)$$

Sedangkan untuk menyelesaikan perhitungan kehilangan energi (*head loss*) pada pipa seri berlaku persamaan kehilangan energi merupakan hasil dari penjumlahan kehilangan energi pada setiap pipa, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$H = H_{tot1} + H_{tot2} \quad (2.10)$$

2.13.2 Aliran dalam Pipa Paralel

Kombinasi dari dua atau lebih pipa seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.6 sehingga aliran terbagi ke masing-masing pipa dan kemudian bergabung kembali, disebut sebagai susunan pipa paralel. [9]



Gambar 2.6 Aliran pada Pipa Paralel [9]

Persamaan yang digunakan untuk menyelesaikan aliran dalam sistem pipa terhubung paralel yaitu kapasitas aliran merupakan penjumlahan kapasitas aliran pada setiap pipa dan dapat dituliskan pada persamaan berikut:

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (2.11)$$

Sedangkan untuk menyelesaikan perhitungan kehilangan energi (*head loss*) pada pipa paralel yaitu kehilangan energi pada setiap pipa adalah sama dan dapat menggunakan persamaan berikut:

$$H = H_{tot1} = H_{tot2} \quad (2.12)$$

Pada beberapa kasus permasalahan pipa yang terhubung secara paralel dimana nilai dari kecepatan aliran fluida pada setiap pipa tidak diketahui, maka dapat dicari dengan persamaan rumus berikut:

$$H_{tot1} = H_{tot2}$$

Head total merupakan jumlah dari semua kerugian yang terjadi dalam pipa, yaitu kerugian mayor (gesekan) dan kerugian minor (aksesoris) pada pipa, sehingga didapatkan persamaan berikut:

$$fk_1 \cdot \frac{L_1}{D_1} \cdot \frac{V_1^2}{2g} + f_1 \cdot \frac{V_1^2}{2g} = fk_2 \cdot \frac{L_2}{D_2} \cdot \frac{V_2^2}{2g} + f_2 \cdot \frac{V_2^2}{2g} \quad (2.13)$$

Kemudian dilakukan substitusi pada kecepatan aliran fluida dengan persamaan (2.1) untuk mendapatkan nilai kapasitas aliran fluida.

$$fk_1 \cdot \frac{L_1}{D_1} \cdot \frac{Q_1^2}{A_1^2 2g} + f_1 \cdot \frac{Q_1^2}{A_1^2 2g} = fk_2 \cdot \frac{L_2}{D_2} \cdot \frac{Q_2^2}{A_2^2 2g} + f_2 \cdot \frac{Q_2^2}{A_2^2 2g} \quad (2.14)$$

Dari persamaan diatas, kemudian dilakukan penjabaran pada rumus *area* (luas), sehingga dapat dituliskan:

$$\begin{aligned} \frac{8fk_1 L_1 Q_1^2}{D_1^5 2g \pi^2} + \frac{8f_1 Q_1^2}{D_1^5 2g \pi^2} &= \frac{8fk_2 L_2 Q_2^2}{D_2^5 2g \pi^2} + \frac{8f_2 Q_2^2}{D_2^5 2g \pi^2} \\ \frac{fk_1^{1/2} L_1^{1/2} Q_1}{D_1^{5/2}} + \frac{f_1^{1/2} Q_1}{D_1^{5/2}} &= \frac{fk_2^{1/2} L_2^{1/2} Q_2}{D_2^{5/2}} + \frac{f_2^{1/2} Q_2}{D_2^{5/2}} \\ \frac{fk_1^{1/2} L_1^{1/2} Q_1 + f_1^{1/2} Q_1}{D_1^{5/2}} &= \frac{fk_2^{1/2} L_2^{1/2} Q_2 + f_2^{1/2} Q_2}{D_2^{5/2}} \end{aligned} \quad (2.15)$$

Maka nilai dari Q_1 dan Q_2 dapat dihitung dengan menggunakan metode substitusi dan eliminasi dari persamaan (2.11) dan (2.15).

2.14 Hukum Kesebangunan (*Affinity Laws*)

Hukum kesebangunan (*affinity laws*) merupakan hubungan antara beberapa pompa sentrifugal yang sebangun (memiliki bentuk yang sama) tetapi berbeda pada ukuran atau titik kerjanya. Hukum tersebut adalah sebagai berikut: [10]

Kapasitas berbanding lurus dengan kecepatan putar dan pangkat tiga diameter impelernya.

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \left(\frac{n_1}{n_2}\right) \left(\frac{D_1^3}{D_2^3}\right) \quad (2.16)$$

Head berbanding lurus dengan kuadrat kecepatan putar dan kuadrat diameter impelernya.

$$\frac{H_1}{H_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^2 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^2 \quad (2.17)$$

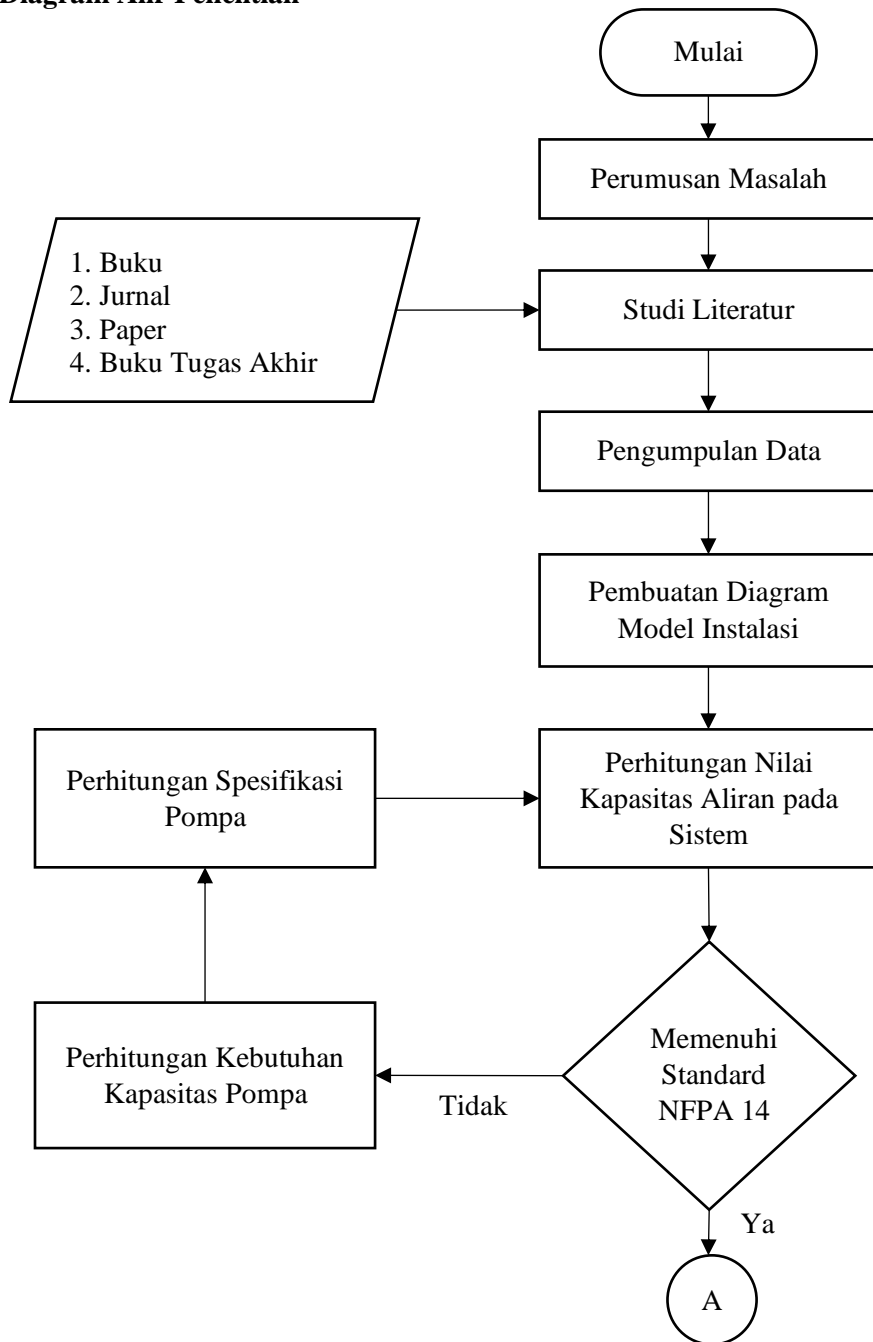
Daya pompa berbanding lurus dengan pangkat tiga kecepatan putarnya dan pangkat lima diameter impelernya.

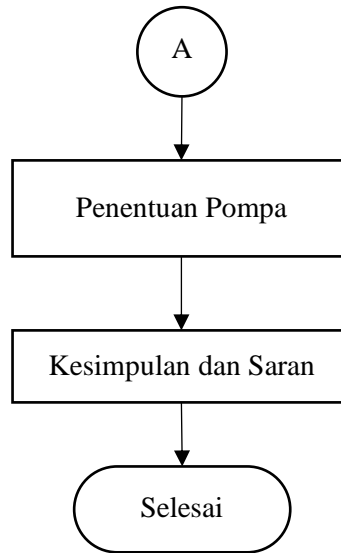
$$\frac{P_1}{P_2} = \left(\frac{n_1}{n_2} \right)^3 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^5 \quad (2.18)$$

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Diagram Alir Penelitian





Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.2 Perumusan Masalah

Pada tahap ini merupakan tahap awal dalam pengerjaan tugas akhir, yaitu pencarian atau identifikasi terhadap masalah yang ada dengan melakukan penggalan informasi pada sumber-sumber yang tersedia. Dari tahap ini pula, dilakukan penentuan permasalahan yang dianggap layak dan penting untuk diangkat dalam penelitian tugas akhir. Tujuan dan manfaat yang akan diperoleh dari hasil penelitian ini juga diidentifikasi disini.

3.3 Studi Literatur

Tahap ini dilakukan bertujuan untuk lebih meningkatkan pemahaman mengenai permasalahan yang diangkat dalam penelitian tugas akhir. Teori-teori yang mendukung penyelesaian masalah dipahami serta dikaji agar mendapatkan pijakan yang kuat pada penyelesaian yang dipilih. Studi literatur didapatkan dari buku, paper, jurnal, dan buku tugas akhir.

3.4 Pengumpulan Data

Metode pengumpulan data dalam tugas akhir ini adalah metode pengumpulan data secara tidak langsung (sekunder). Pengumpulan data ini dilakukan dengan mengambil data terkait dengan permasalahan dalam tugas akhir ini, beberapa data yang dibutuhkan seperti, *Plan I&D* sistem pemadam kebakaran Terminal LPG Semarang, gambar instalasi sistem pemadam kebakaran Terminal LPG Semarang, fasilitas-fasilitas Terminal LPG Semarang (pompa pemadam kebakaran, pipa pemadam kebakaran, nozzle, dll).

3.5 Pembuatan Diagram Model Instalasi

Pada tahap ini dilakukan pembuatan diagram model instalasi sistem pemadam kebakaran Terminal LPG Semarang. Hal ini dilakukan untuk mempermudah dalam proses perhitungan selanjutnya. Pembuatan diagram model dibuat sesuai dengan data pada gambar instalasi sistem pemadam kebakaran. Dalam pembuatan diagram model, ditambahkan penamaan pipa dan pembagian menjadi beberapa daerah guna untuk mempermudah proses perhitungan selanjutnya.

3.6 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Sistem

Pada tahap ini dilakukan perhitungan nilai kapasitas aliran pada setiap pipa sampai nozzle. Pada perhitungan ini dilakukan digunakan metode perhitungan kapasitas pada sistem jaringan pipa yang terhubung seri dan paralel. Pada tahap ini juga dilakukan perhitungan nilai kapasitas aliran dengan empat macam skenario pompa. Hal ini bertujuan untuk mengetahui skenario yang paling efisien dalam pemenuhan standard NFPA 14.

3.7 Perhitungan Kebutuhan Kapasitas Pompa

Tahap ini dilakukan apabila hasil perhitungan nilai kapasitas aliran pada sistem tidak memenuhi standard NFPA 14. Pada perhitungan ini dilakukan dengan cara mengetahui nilai minimum kapasitas aliran sesuai standard NFPA 14 dengan nilai kapasitas aliran yang dihasilkan oleh sistem. Sehingga didapatkan nilai kebutuhan minimum kapasitas pompa yang harus dipasang pada sistem.

3.8 Perhitungan Spesifikasi Pompa

Pada tahap ini dilakukan perhitungan untuk menentukan spesifikasi pompa setelah mengetahui nilai minimum kapasitas pompa yang dibutuhkan. Pada tahap ini dilakukan perhitungan *head* yang dibutuhkan pada sistem, sehingga didapatkan spesifikasi pompa yang sesuai dengan kebutuhan kapasitas dan head yang dibutuhkan oleh sistem untuk memenuhi standard NFPA 14. Pada perhitungan spesifikasi pompa, diberikan beberapa alternatif solusi apabila tetap menggunakan pompa yang sudah terpasang dan menggunakan pompa yang baru. Untuk pompa yang lama dilakukan perhitungan kebutuhan kapasitas pompa dengan menggunakan hukum kesebangunan pompa (*affinitas laws*).

3.9 Penentuan Pompa

Setelah ditentukan spesifikasi pompa yang sesuai, maka dilakukan penentuan pompa terbaik yang dapat digunakan pada instalasi untuk memenuhi standard NFPA 14.

3.10 Kesimpulan dan Saran

Rangkaian terakhir dari penelitian tugas akhir ini merupakan kesimpulan atau hasil yang telah didapatkan dan dianalisa telah memberikan jawaban penyelesaian. Selain itu penambahan saran-saran terkait hasil analisa yang dilakukan diharapkan dapat membantu penelitian yang mendatang.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 4

ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Data yang akan diolah

4.1.1 Pompa Pemadam Kebakaran

Spesifikasi pompa pemadam kebakaran yang digunakan:

Jenis	: Fixed Fire Pump
Kapasitas	: 3.000 GPM
Head	: 76 m
RPM	: 1740
Diameter impeller	: 390 mm
Merk Pompa	: Amarillo
Jenis Penggerak	: Motor Diesel
Merk Engine	: Clarke
Jumlah	: 4
Instalasi sambungan	: Paralel

4.1.2 Pipa Penyalur Air Pemadam Kebakaran

Pada instalasi sistem pemadam kebakaran digunakan beberapa jenis ukuran pipa dengan ketebalan setiap pipa menggunakan schedule 40.

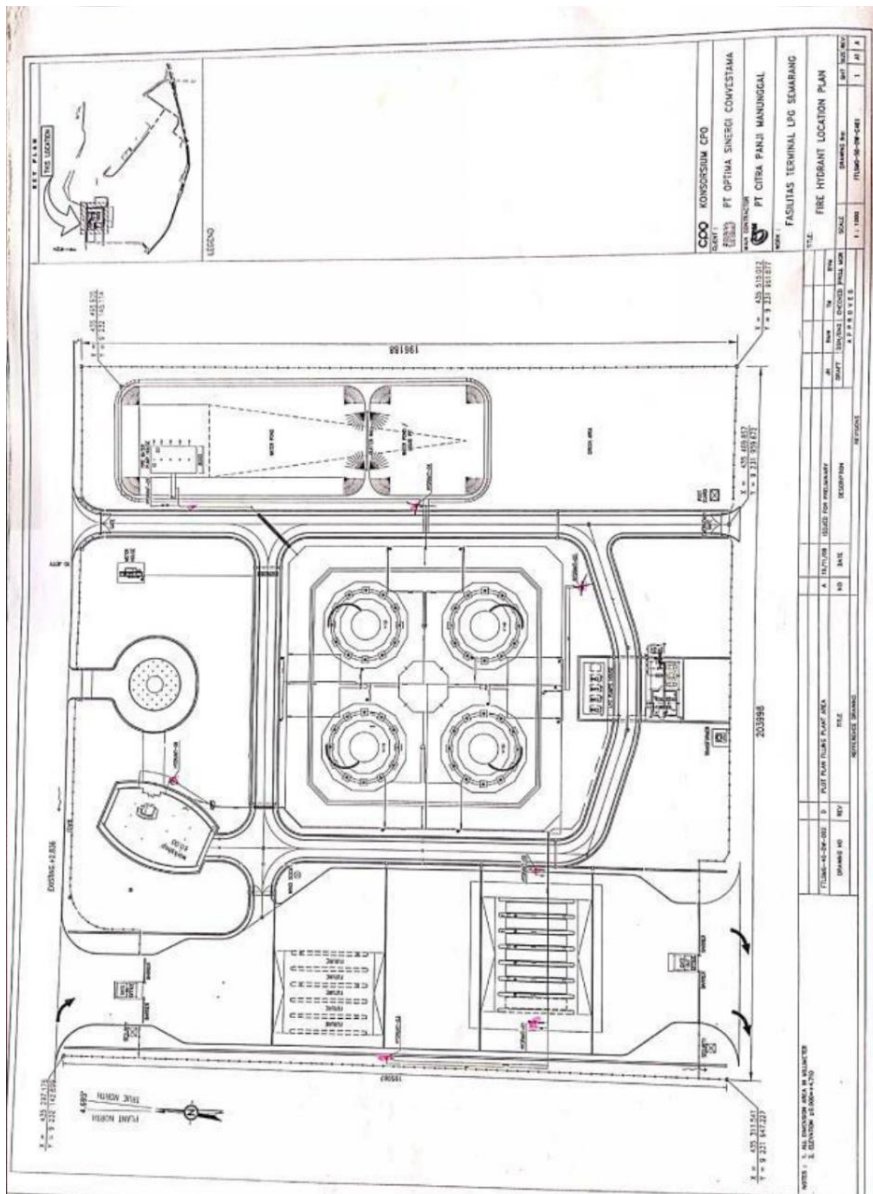
1. Pipa Ø 4 in, sch 40
 - Diameter luar : 114,3 mm
 - Ketebalan : 6,02 mm
 - Diameter dalam : 102,26 mm
2. Pipa Ø 6 in, sch 40
 - Diameter luar : 168,3 mm
 - Ketebalan : 7,11 mm
 - Diameter dalam : 154,08 mm
3. Pipa Ø 8 in, sch 40
 - Diameter luar : 219,1 mm
 - Ketebalan : 8,11 mm
 - Diameter dalam : 202,88 mm
4. Pipa Ø 10 in, sch 40
 - Diameter luar : 273,1 mm
 - Ketebalan : 9,27 mm
 - Diameter dalam : 254,56 mm
5. Pipa Ø 16 in, sch 40
 - Diameter luar : 406,4 mm
 - Ketebalan : 12,7 mm
 - Diameter dalam : 381 mm

6. Pipa Ø 20 in, sch 40
Diameter luar : 508 mm
Ketebalan : 15,09 mm
Diameter dalam : 477,82 mm

4.1.3 Fixed Monitor, Fixed Water Cannon, Water Sprinkler Nozzle

- Fixed monitor
Diameter nozzle : 2,5 in
Jumlah : 12
Tinggi : 7 m
- Fixed water cannon
Diameter nozzle : 2,5 in
Jumlah : 4
Tinggi : 3 m
- Water sprinkler nozzle
Diameter nozzle : 2,5 in
Jumlah : 4
Tinggi : 21 m

4.1.5 Gambar Instalasi Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang

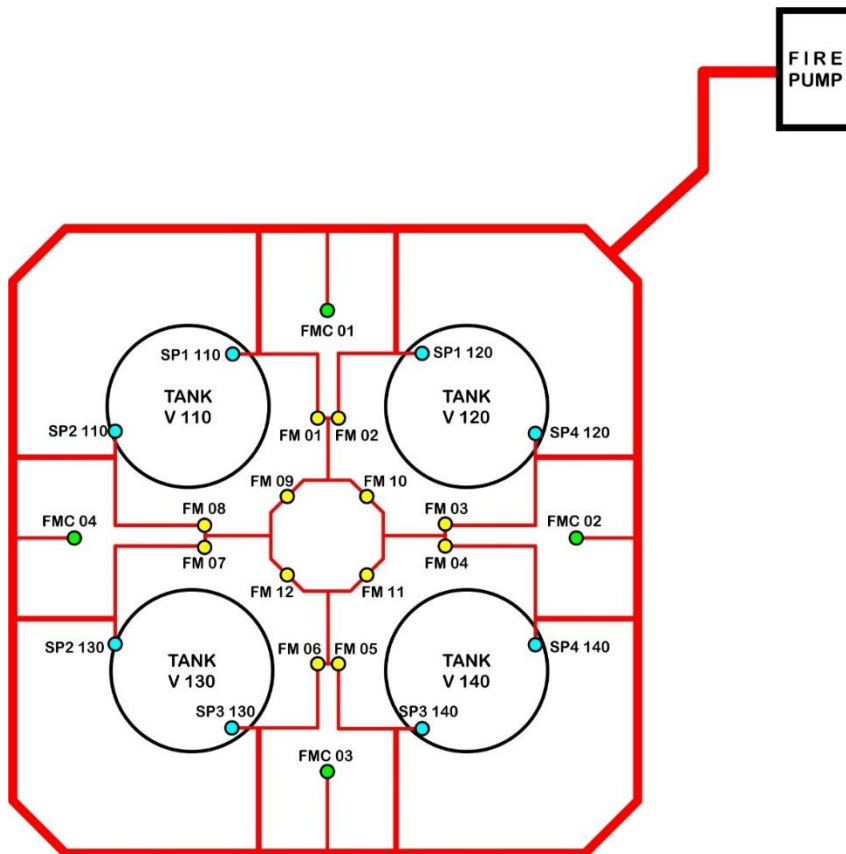


Gambar 4.2 Gambar Instalasi Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang

Untuk melihat gambar dengan ukuran yang lebih besar terdapat pada Lampiran 2.

4.2 Diagram Model Instalasi Sistem Kebakaran Terminal LPG Semarang

Dari data gambar instalasi sistem pemadam kebakaran Terminal LPG Semarang yang didapat, kemudian dilakukan penggambaran diagram model instalasinya untuk memudahkan dalam proses penelitian ini. Pada diagram ini terdapat lokasi dari fixed monitor (FM), fixed water cannon (FMC), dan water sprinkler nozzle (SP).



Gambar 4.2 Diagram Model Instalasi Sistem Pemadam Kebakaran Terminal LPG Semarang

4.3 Perhitungan Penentuan Sifat Aliran pada Pipa Buang

Penentuan sifat aliran pada pipa buang bertujuan untuk memastikan penggunaan persamaan rumus untuk menentukan nilai dari koefisien kerugian gesek pada head loss mayor. Pada perhitungan ini dilakukan dengan empat jenis skenario pompa pemadam kebakaran yang dihubungkan secara paralel.

4.3.1 Kecepatan aliran pada pipa buang Ø 20 in

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{Q}{\pi/4 D^2}$$

Pada skenario pertama digunakan satu pompa pemadam kebakaran dengan nilai kapasitas pompa = 3000 GPM = 0,19 m³/h, maka

$$v = \frac{0,19}{\pi/4 \cdot 0,48^2} = 1,05 \text{ m/s}$$

4.3.2 Perhitungan Bilangan Reynolds

$$Re = \frac{V D}{\nu}$$

Nilai viskositas kinematik fluida (kg/m³) yang digunakan yaitu pada temperatur 30^oC yaitu 0,000000801 kg/m³, maka

$$Re = \frac{1,05 \times 0,48}{0,000000801} = 629064,69$$

Dari hasil perhitungan bilangan reynolds diatas, maka aliran bersifat turbulent karena hasil perhitungan Reynold Number (Re) diatas 4.000. Dengan menggunakan cara perhitungan yang sama, maka perhitungan untuk masing-masing skenario pompa dapat dilakukan, hasil dari perhitungan tersebut terdapat pada Tabel 4.1.

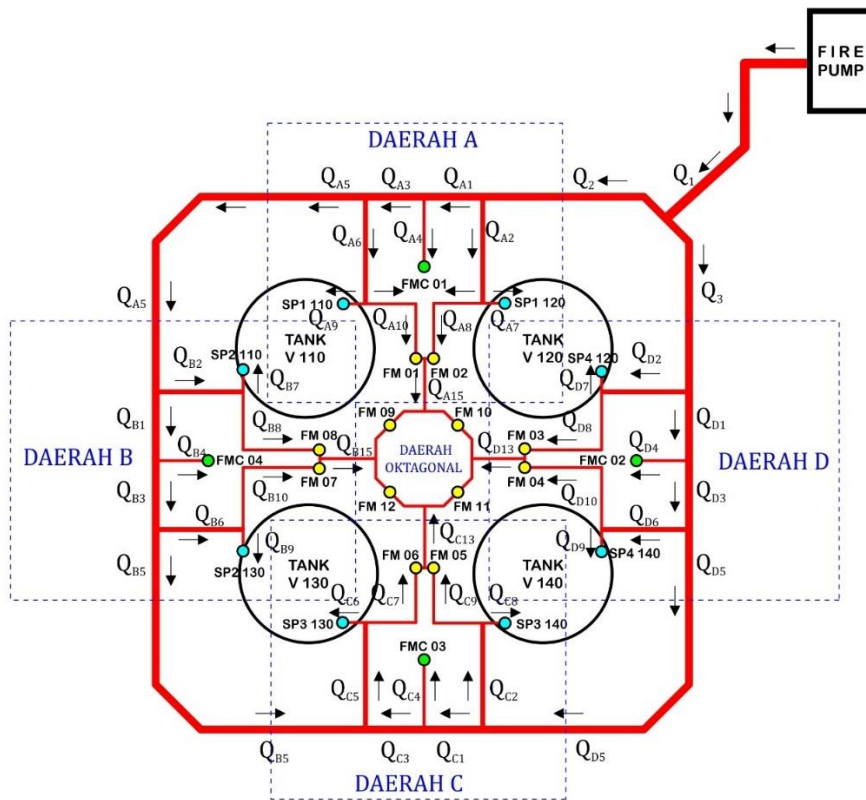
Tabel 4.1 Jenis aliran fluida pada setiap skenario pompa

No.	Kapasitas Pompa		Kecepatan Aliran	Bilangan Reynolds	Jenis Aliran
	Q (GPM)	Q (m ³ /s)	v (m/s)	Re	
1	3.000	0,19	1,05	629064,69	Turbulen
2	6.000	0,38	2,11	1258129,38	Turbulen
3	9.000	0,57	3,16	1887194,07	Turbulen
4	12.000	0,76	4,22	2516258,75	Turbulen

4.4 Penentuan dan Penamaan Arah Aliran Fluida

Pada penelitian ini untuk mempermudah dalam proses perhitungan maka dilakukan penentuan arah aliran dan penamaan setiap nilai kapasitas pada setiap pipa. Dalam penamaan pipa dilakukan beberapa pengelompokan menjadi

beberapa daerah untuk proses perhitungan. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada Gambar 4.3 dibawah ini.



Gambar 4.3 Penamaan Pipa dan Pembagian Daerah

Untuk melihat gambar dengan ukuran yang lebih besar terdapat pada Lampiran 3.

4.5 Perhitungan Kapasitas Aliran pada Percabangan Pipa Pertama

Perhitungan yang digunakan untuk menyelesaikan nilai kapasitas aliran dalam sistem pipa yang terhubung paralel yaitu kapasitas aliran merupakan penjumlahan kapasitas aliran pada setiap pipa. Maka, dapat diselesaikan dengan menggunakan persamaan (2.11).

$$Q_1 = Q_2 + Q_3$$

Karena pipa 2 dan 3 memiliki ukuran yang sama maka,

$$Q_2 = Q_3$$

$$Q_1 = 2Q_2$$

$$Q_2 = 1/2 Q_1$$

$$Q_2 = 1/2 \cdot 0,19$$

$$Q_2 = 0,09 \text{ m}^3/\text{s}$$

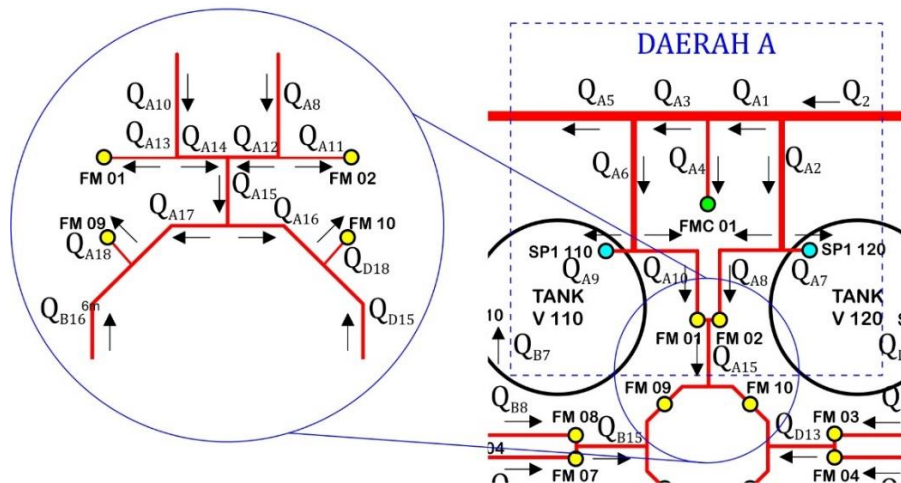
$$Q_3 = 0,09 \text{ m}^3/\text{s}$$

Sehingga nilai kapasitas pada pipa 2 dan 3 pada skenario pompa lainnya dapat dihitung dengan metode yang sama.

Tabel 4.2 Kecepatan Aliran pada Pipa 2 dan 3

No.	Kapasitas Pompa		Kecepatan Aliran Pipa	
	Q (GPM)	Q (m ³ /s)	Q ₂ (m ³ /s)	Q ₃ (m ³ /s)
1	3.000	0,19	0,09	0,09
2	6.000	0,38	0,19	0,19
3	9.000	0,57	0,28	0,28
4	12.000	0,76	0,38	0,38

4.6 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah A



Gambar 4.4 Diagram Model Instalasi Daerah A

Pada daerah A terdapat beberapa instalasi pipa yang terhubung secara paralel dan terdapat berbagai jenis ukuran diameter pipa. Pada perhitungan ini akan dilakukan perhitungan head loss mayor dan minor pada setiap pipa. Untuk menyelesaikan perhitungan tersebut dapat menggunakan persamaan (2.15)

$$\frac{fk_{A1}^{1/2} L_{A1}^{1/2} Q_{A1} + f_{A1}^{1/2} Q_{A1}}{D_{A1}^{5/2}} = \frac{fk_{A2}^{1/2} L_{A2}^{1/2} Q_{A2} + f_{1A2}^{1/2} Q_{A2} + f_{2A2}^{1/2} Q_{A2}}{D_{A2}^{5/2}}$$

Pada pipa A1 Ø16 in hanya terdapat head loss mayor karena ukuran panjang pipa, sedangkan untuk head loss minor tidak ada karena pada Plan I&D dapat dilihat tidak terdapat aksesoris yang terpasang pada jalur pipa A1.

Pada pipa A2 Ø10 in terdapat head loss mayor dan head loss minor. Pada Plan I&D dapat diketahui pada jalur pipa A2 terdapat aksesoris berupa *ball valve* dan *deluge valve*. Untuk mengetahui koefisien kerugian gesek pada aksesoris tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Untuk menghitung koefisien kerugian gesek mayor (fk) pada masing-masing pipa dapat digunakan persamaan (2.6) karena jenis aliran pada pipa bersifat turbulen.

$$fk_{A1} = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$$

$$fk_{A2} = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$$

Kemudian dengan mensubstitusikan nilai yang sudah diketahui persamaan perhitungan head loss dapat dilakukan,

$$\frac{0,021^{1/2} 8^{1/2} Q_{A1} + 0^{1/2} Q_{A1}}{0,38^{5/2}} = \frac{0,022^{1/2} 16^{1/2} Q_{A2} + 0,05^{1/2} Q_{A2} + 0,05^{1/2} Q_{A2}}{0,25^{5/2}}$$

$$4,605 Q_{A1} = 33,296 Q_{A2}$$

Kemudian digunakan persamaan (2.11) untuk menyelesaikan hasil tersebut,

$$Q_2 = Q_{A1} + Q_{A2}$$

Pada persamaan sebelumnya dilakukan substitusi untuk mendapatkan nilai Q_{A2} terhadap Q_{A1} ,

$$Q_{A2} = \frac{4,605}{33,296} Q_{A1}$$

$$Q_{A2} = 0,138 Q_{A1}$$

$$Q_2 = Q_{A1} + Q_{A2}$$

$$0,095 = Q_{A1} + 0,138 Q_{A1}$$

$$0,095 = 1,138 Q_{A1}$$

$$Q_{A1} = \frac{0,095}{1,138} = 0,083 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_{A2} = 0,138 Q_{A1}$$

$$Q_{A2} = 0,138 \cdot 0,083 = 0,011 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dari perhitungan tersebut didapatkan nilai untuk $Q_{A1} = 0,083 \text{ m}^3/\text{s}$ dan $Q_{A2} = 0,011 \text{ m}^3/\text{s}$. Maka perhitungan pada setiap pipa di daerah A dapat dilakukan dengan menggunakan metode yang sama, hasil dari perhitungan tersebut dapat dilihat pada tabel dibawah.

Tabel 4.3 Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah A

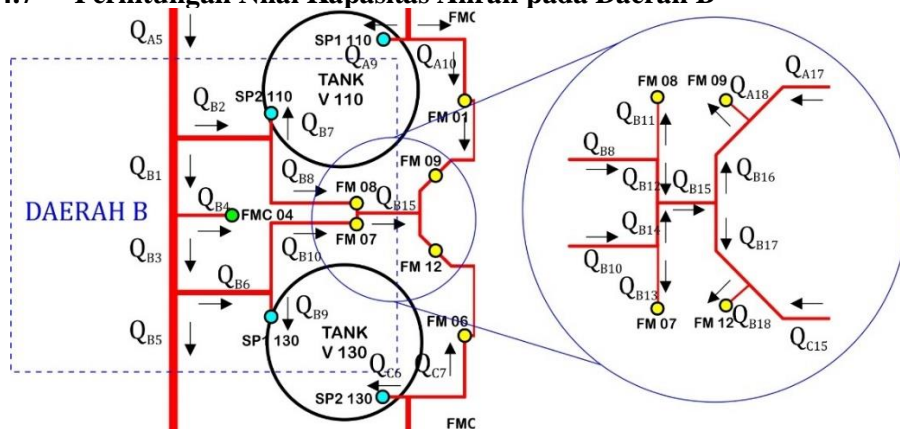
No.	Nama Pipa	Head Loss	Koefisien Kerugian Gesek	fk	L	D	f ₁	f ₂	Q
1	A1	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0,021	8	0,38	0	0	$Q_{A1} = 0,083$
2	A2	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ $f = 0,05$ (ball valve), $f = 0,05$ (deluge valve)	0,022	16	0,25	0,05	0,05	$Q_{A2} = 0,011$
3	A3	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0,021	8	0,38	0	0	$Q_{A3} = 0,061$
4	A4	Mayor Ø6 in + Minor ball valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 0,05$ (ball valve)	0,023	6	0,38	0,05	0	$Q_{A4} = 0,009$
5	A5	Mayor Ø16 in + Minor 2 elbow 45°	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$ $f = 2 \times 0,4 = 0,8$ (2 elbow 45°)	0,021	60	0,38	0,8	0	$Q_{A5} = 0,044$
6	A6	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ $f = 0,05$ (ball valve), $f = 0,05$ (del)	0,022	16	0,25	0,05	0,05	$Q_{A6} = 0,017$
7	A7	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	7	0,15	0	0	$Q_{A7} = 0,008$
8	A8	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 0,3$ (elbow 90° smooth)	0,023	16	0,15	0,30	0	$Q_{A8} = 0,016$
9	A9	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	7	0,15	0	0	$Q_{A9} = 0,008$
10	A10	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 0,3$ (elbow 90° smooth)	0,023	16	0,15	0,30	0	$Q_{A10} = 0,009$
11	A11	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0,025	7	0,10	0	0	$Q_{A11} = 0,009$
12	A12	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 2$ (check valve)	0,023	1	0,15	2,00	0	$Q_{A12} = 0,007$
13	A13	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0,025	7	0,10	0	0	$Q_{A13} = 0,008$
14	A14	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 2$ (check valve)	0,023	1	0,15	2,00	0	$Q_{A14} = 0,001$
15	A15	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	10				$Q_{A15} = 0,008$
16	A16	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	6				$Q_{A16} = 0,004$
17	A17	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	6				$Q_{A17} = 0,004$

Hasil perhitungan kapasitas aliran daerah A pada setiap skenario pompa dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 4.4 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah A pada setiap Skenario Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	A1	0.830	1114.33	0.141	2228.37	0.211	3342.81	0.281	4456.97
2	A2	0.110	385.90	0.049	771.70	0.073	1157.65	0.097	1543.49
3	A3	0.061	972.94	0.123	1945.62	0.184	2918.66	0.246	3891.45
4	A4	0.009	141.39	0.018	282.75	0.027	424.15	0.036	565.52
5	A5	0.044	700.62	0.088	1401.06	0.133	2101.76	0.177	2802.27
6	A6	0.017	272.32	0.034	544.56	0.052	816.91	0.069	1089.18
7	A7	0.008	126.55	0.016	253.07	0.024	379.63	0.032	506.16
8	A8	0.016	259.35	0.033	518.64	0.049	778.02	0.065	1037.33
9	A9	0.008	125.69	0.016	251.34	0.024	377.04	0.032	502.70
10	A10	0.009	146.63	0.018	293.22	0.028	439.87	0.037	586.48
11	A11	0.009	141.85	0.018	283.66	0.027	425.52	0.036	567.34
12	A12	0.007	117.51	0.015	234.98	0.022	352.50	0.030	469.98
13	A13	0.008	133.76	0.017	267.49	0.025	401.27	0.034	535.01
14	A14	0.001	12.87	0.002	25.73	0.002	38.60	0.003	51.47
15	A15	0.008	130.37	0.016	260.71	0.025	391.10	0.033	521.45
16	A16	0.004	65.19	0.008	130.36	0.012	195.55	0.016	260.73
17	A17	0.004	65.19	0.008	130.36	0.012	195.55	0.016	260.73

4.7 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah B



Gambar 4.5 Diagram Model Instalasi Daerah B

Pada daerah B proses perhitungan nilai kapasitas aliran sama dengan perhitungan pada daerah A, yaitu juga menggunakan persamaan (2.15) untuk menentukan nilai head loss, kemudian menggunakan persamaan (2.11) untuk menentukan nilai dari kapasitas aliran pada setiap pipa. Hasil perhitungan untuk daerah B dapat dilihat pada tabel dibawah.

Tabel 4.5 Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah B

No.	Nama Pipa	Head Loss	Koefisien Kerugian Gesek	fk	L	D	f ₁	f ₂	Q
1	B1	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0.021	11	0.38	0	0	Q _{B1} = 0.030
2	B2	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ f = 0.05 (ball valve), f = 0.05 (deluge valve)	0.022	13	0.25	0.05	0.05	Q _{B2} = 0.014
3	B3	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0.021	11	0.38	0	0	Q _{B3} = 0.023
4	B4	Mayor Ø6 in + Minor ball valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 0.05 (ball valve)	0.023	6	0.15	0.05	0	Q _{B4} = 0.007
5	B5	Mayor Ø16 in + Minor 2 elbow 45°	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$ f = 2 x 0.4 = 0.8 (2 elbow 45°)	0.021	60	0.38	0.8	0	Q _{B5} = 0.012
6	B6	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ f = 0.05 (ball valve), f = 0.05 (del)	0.022	13	0.25	0.05	0.05	Q _{B6} = 0.011
7	B7	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	7	0.15	0	0	Q _{B7} = 0.006
8	B8	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 0.3 (elbow 90° smooth)	0.023	21	0.15	0.30	0	Q _{B8} = 0.008
9	B9	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	7	0.15	0	0	Q _{B9} = 0.005
10	B10	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 0.3 (elbow 90° smooth)	0.023	21	0.15	0.30	0	Q _{B10} = 0.006
11	B11	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0.025	7	0.10	0	0	Q _{B11} = 0.005
12	B12	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 2 (check valve)	0.023	1	0.15	2.00	0	Q _{B12} = 0.003
13	B13	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0.025	7	0.10	0	0	Q _{B13} = 0.005
14	B14	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 2 (check valve)	0.023	1	0.15	2.00	0	Q _{B14} = 0.002
15	B15	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	10				Q _{B15} = 0.005
16	B16	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	6				Q _{B16} = 0.003
17	B17	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	6				Q _{B17} = 0.003

Hasil perhitungan kapasitas aliran daerah B pada setiap skenario pompa dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 4.6 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah B pada setiap Skenario Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	B1	0.0300	475.76	0.0600	951.40	0.0900	1427.21	0.1201	1902.89
2	B2	0.0142	224.86	0.0284	449.66	0.0426	674.55	0.0567	899.37
3	B3	0.0232	367.32	0.0463	734.55	0.0695	1101.91	0.0927	1469.17

Tabel 4.7 Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah C

No.	Nama Pipa	Head Loss	Koefisien Kerugian Gesek	fk	L	D	f ₁	f ₂	Q
1	C1	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0.021	8	0.38	0	0	$Q_{C1} = 0,024$
2	C2	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ $f = 0,05$ (ball valve), $f = 0,05$ (deluge valve)	0.022	16	0.25	0.05	0.05	$Q_{C2} = 0,018$
3	C3	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0.021	8	0.38	0	0	$Q_{C3} = 0,018$
4	C4	Mayor Ø6 in + Minor ball valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 0,05$ (ball valve)	0.023	6	0.15	0.05	0	$Q_{C4} = 0,006$
5	C5	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ $f = 0,05$ (ball valve), $f = 0,05$ (deluge valve)	0.022	16	0.25	0.05	0.05	$Q_{C5} = 0,030$
6	C6	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	7	0.15	0	0	$Q_{C6} = 0,014$
7	C7	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 0,3$ (elbow 90° smooth)	0.023	16	0.15	0.30	0	$Q_{C7} = 0,015$
8	C8	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	7	0.15	0	0	$Q_{C8} = 0,008$
9	C9	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 0,3$ (elbow 90° smooth)	0.023	16	0.15	0.30	0	$Q_{C9} = 0,009$
10	C10	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0.025	7	0.10	0	0	$Q_{C10} = 0,009$
11	C11	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 2$ (check valve)	0.023	1	0.15	2.00	0	$Q_{C11} = 0,006$
12	C12	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0.025	7	0.10	0	0	$Q_{C12} = 0,005$
13	C13	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ $f = 2$ (check valve)	0.023	1	0.15	2.00	0	$Q_{C13} = 0,004$
14	C14	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	10				$Q_{C14} = 0,010$
15	C15	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	6				$Q_{C15} = 0,005$
16	C16	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0.023	6				$Q_{C16} = 0,005$

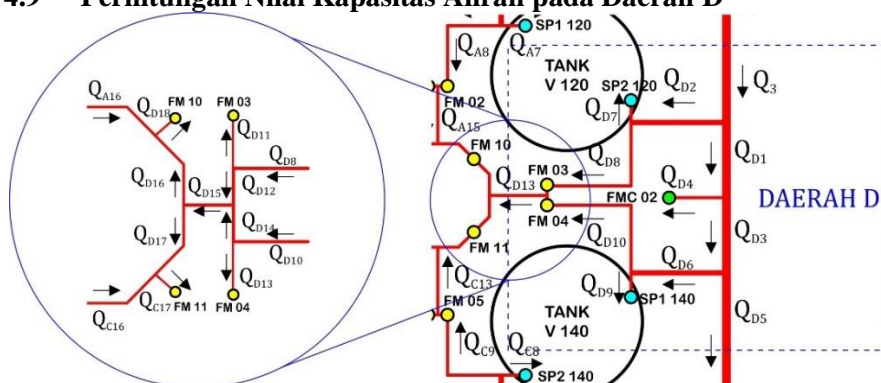
Hasil perhitungan kapasitas aliran daerah C pada setiap skenario pompa dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 4.8 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah C pada setiap Skenario Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	C1	0.024	381.965	0.048	763.829	0.072	1145.835	0.096	1527.739
2	C2	0.018	279.340	0.035	558.607	0.053	837.977	0.070	1117.273
3	C3	0.018	283.676	0.036	567.277	0.054	850.983	0.072	1134.614
4	C4	0.006	98.289	0.012	196.552	0.019	294.852	0.025	393.125

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
5	C5	0.030	470.388	0.059	940.652	0.089	1411.090	0.119	1881.403
6	C6	0.014	228.647	0.029	457.233	0.043	685.905	0.058	914.515
7	C7	0.015	241.741	0.030	483.419	0.046	725.185	0.061	966.888
8	C8	0.008	129.047	0.016	258.060	0.024	387.121	0.033	516.147
9	C9	0.009	150.293	0.019	300.547	0.028	450.856	0.038	601.125
10	C10	0.009	139.236	0.018	278.436	0.026	417.687	0.035	556.902
11	C11	0.006	102.505	0.013	204.982	0.019	307.498	0.026	409.987
12	C12	0.005	86.565	0.011	173.107	0.016	259.681	0.022	346.232
13	C13	0.004	63.728	0.008	127.440	0.012	191.175	0.016	254.893
14	C14	0.010	166.233	0.021	332.422	0.031	498.673	0.042	664.880
15	C15	0.005	83.117	0.010	166.211	0.016	249.337	0.021	332.440
16	C16	0.005	83.117	0.010	166.211	0.016	249.337	0.021	332.440

4.9 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah D



Gambar 4.7 Diagram Model Instalasi Daerah D

Pada daerah D proses perhitungan nilai kapasitas aliran sama dengan perhitungan pada daerah A, yaitu juga menggunakan persamaan (2.15) untuk menentukan nilai head loss, kemudian menggunakan persamaan (2.11) untuk menentukan nilai dari kapasitas aliran pada setiap pipa. Hasil perhitungan untuk daerah D dapat dilihat pada tabel dibawah.

Tabel 4.9 Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah D

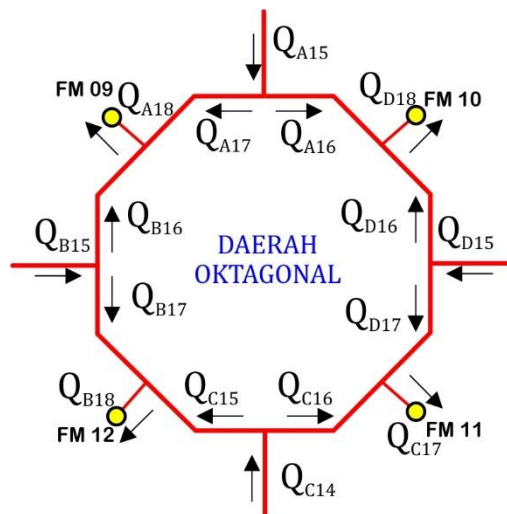
No.	Nama Pipa	Head Loss	Koefisien Kerugian Gesek	fk	L	D	f ₁	f ₂	Q
1	D1	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0,021	11	0,38	0	0	Q _{D1} = 0,068
2	D2	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ f = 0,05 (ball valve), f = 0,05 (deluge valve)	0,022	13	0,25	0,05	0,05	Q _{D2} = 0,027
3	D3	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0,021	11	0,38	0	0	Q _{D3} = 0,058
4	D4	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ f = 0,05 (ball valve), f = 0,05 (deluge valve)	0,022	6	0,25	0,05	0,05	Q _{D4} = 0,009
5	D5	Mayor Ø16 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,38} = 0,021$	0,021	60	0,38	0	0	Q _{D5} = 0,042
6	D6	Mayor Ø10 in + Minor ball valve + deluge valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$ f = 0,05 (ball valve), f = 0,05 (deluge valve)	0,022	13	0,25	0,05	0,05	Q _{D6} = 0,017
7	D7	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	7	0,15	0	0	Q _{D7} = 0,009
8	D8	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 0,3 (elbow 90° smooth)	0,023	21	0,15	0,30	0	Q _{D8} = 0,018
9	D9	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	7	0,15	0	0	Q _{D9} = 0,008
10	D10	Mayor Ø6 in + Minor elbow 90° smooth	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 0,3 (elbow 90° smooth)	0,023	21	0,15	0,30	0	Q _{D10} = 0,009
11	D11	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0,025	7	0,10	0	0	Q _{D11} = 0,010
12	D12	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 2 (check valve)	0,023	1	0,15	2,00	0	Q _{D12} = 0,008
13	D13	Mayor Ø4 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,1} = 0,025$	0,025	7	0,10	0	0	Q _{D13} = 0,008
14	D14	Mayor Ø6 in + Minor check valve	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$ f = 2 (check valve)	0,023	1	0,15	2,00	0	Q _{D14} = 0,001
15	D15	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	10				Q _{D15} = 0,008
16	D16	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	6				Q _{D16} = 0,004
17	D17	Mayor Ø6 in	$fk = 0,02 + \frac{0,0005}{0,15} = 0,023$	0,023	6				Q _{D17} = 0,004

Hasil perhitungan kapasitas aliran daerah D pada setiap skenario pompa dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 4.10 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah D pada setiap Skenario Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	D1	0.068	1069.90	0.135	2139.52	0.202	3209.53	0.270	4279.26
2	D2	0.027	430.33	0.054	860.55	0.081	1290.93	0.109	1721.20
3	D3	0.058	926.68	0.117	1853.12	0.175	2779.90	0.234	3706.44
4	D4	0.009	143.22	0.018	286.39	0.027	429.63	0.036	572.82
5	D5	0.042	661.31	0.083	1322.44	0.125	1983.81	0.167	2645.01
6	D6	0.017	265.38	0.033	530.69	0.050	796.09	0.067	1061.43
7	D7	0.009	141.71	0.018	283.37	0.027	425.10	0.036	566.78
8	D8	0.018	288.63	0.036	577.18	0.055	865.84	0.073	1154.42
9	D9	0.008	127.54	0.016	255.05	0.024	382.61	0.032	510.13
10	D10	0.009	137.84	0.017	275.64	0.026	413.49	0.035	551.30
11	D11	0.010	166.24	0.021	332.44	0.031	498.70	0.042	664.91
12	D12	0.008	122.39	0.015	244.74	0.023	367.14	0.031	489.50
13	D13	0.008	125.74	0.016	251.44	0.024	377.20	0.032	502.92
14	D14	0.001	12.10	0.002	24.19	0.002	36.29	0.003	48.38
15	D15	0.008	134.48	0.017	268.93	0.025	403.43	0.034	537.89
16	D16	0.004	67.24	0.008	134.46	0.013	201.71	0.017	268.94
17	D17	0.004	67.24	0.008	134.46	0.013	201.71	0.017	268.94

4.10 Perhitungan Nilai Kapasitas Aliran pada Daerah Oktagonal



Gambar 4.8 Diagram Model Instalasi Daerah Oktagonal

Pada daerah oktagonal proses perhitungan nilai kapasitas aliran menggunakan persamaan (2.11). Hal ini dikarenakan sistem pipa terhubung paralel, maka kapasitas aliran yang keluar merupakan penjumlahan kapasitas aliran yang masuk pada setiap pipa.

- $Q_{A18} = Q_{A17} + Q_{B16}$
 $Q_{A18} = 0,0041 + 0,0025 = 0,0066 \text{ m}^3/\text{s}$
- $Q_{B18} = Q_{B17} + Q_{C15}$
 $Q_{B18} = 0,0025 + 0,0052 = 0,0077 \text{ m}^3/\text{s}$
- $Q_{C17} = Q_{C16} + Q_{D17}$
 $Q_{C17} = 0,0052 + 0,0042 = 0,0094 \text{ m}^3/\text{s}$
- $Q_{D18} = Q_{D16} + Q_{A16}$
 $Q_{D18} = 0,0042 + 0,0041 = 0,0083 \text{ m}^3/\text{s}$

Hasil perhitungan kapasitas aliran daerah oktagonal pada setiap skenario pompa dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 4.11 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Daerah Oktagonal pada setiap Skenario Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	A18	0.007	104.96	0.013	209.90	0.020	314.87	0.026	419.82
2	B18	0.008	122.89	0.016	245.75	0.023	368.66	0.031	491.53
3	C17	0.009	150.36	0.019	300.68	0.028	451.05	0.038	601.38
4	D18	0.008	132.43	0.017	264.82	0.025	397.26	0.033	529.67

4.11 Perhitungan Kapasitas Aliran Air yang Keluar pada setiap Nozzle

Tujuan dari penelitian ini yaitu untuk menghitung kapasitas aliran air yang keluar pada setiap nozzle. Nozzle yang dimaksud yang terdapat pada fixed monitor, fixed water canon, dan water sprinkler.

Setelah melakukan perhitungan kapasitas pada setiap pipa, maka perhitungan untuk mengetahui nilai dari kapastias aliran yang keluar dari setiap nozzle dapat menggunakan persamaan kontinuitas (2.9). Hal ini dikarenakan pipa yang terhubung merupakan rangkaian seri. Berikut merupakan tahapan perhitungan pada fixed water canon 01 (FMC 01).

Pada FMC 01 terhubung dari pipa berukuran Ø 6 in, kemudian terhubung seri dengan pipa berukuran Ø 4 in, kemudian terhubung dengan nozzle berukuran Ø 2,5 in. maka

$$Q_{A4} = Q_{6 \text{ in}} = Q_{4 \text{ in}} = Q_{2,5 \text{ in}}$$

$$0,034 \text{ m}^3/\text{s} = Q_{6 \text{ in}} = Q_{4 \text{ in}} = Q_{2,5 \text{ in}}$$

Dari hasil perhitungan diatas didapatkan kapasitas aliran yang keluar dari nozzle berukuran Ø 2,5 in adalah $0,034 \text{ m}^3/\text{s} = 537 \text{ GPM}$.

Dengan menggunakan prosedur perhitungan yang sama, maka nilai dari kapasitas aliran pada setiap nozzle dapat dihitung. Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Tabel 4.12 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran pada setiap Nozzle

No.	Nozzle	Rangkaian Seri	Q	
			m ³ /s	GPM
1	FMC 01	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.009	141.391
2	FMC 02	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.009	143.22
3	FMC 03	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.006	98.29
4	FMC 04	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.0068	108.44
5	FM 01	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	133.76
6	FM 02	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.009	141.85
7	FM 03	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.010	166.24
8	FM 04	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	125.74
9	FM 05	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.005	86.56
10	FM 06	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.009	139.24
11	FM 07	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.0048	75.62
12	FM 08	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.0049	77.25
13	FM 09	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.007	104.96
14	FM 10	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	132.43
15	FM 11	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.009	150.36
16	FM 12	Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	122.89
17	SP1 110	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	125.69
18	SP1 120	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	126.55
19	SP2 110	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.0059	92.89
20	SP2 130	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.0051	80.16
21	SP3 130	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.014	228.65
22	SP3 140	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	129.05
23	SP4 140	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.008	127.54
24	SP4 120	Ø 6 in ▷ Ø 4 in ▷ Ø 2,5 in	0.009	141.71

Hasil perhitungan kapasitas aliran nozzle pada setiap skenario pompa dapat dilihat pada tabel dibawah

Tabel 4.13 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada setiap Skenario Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	FMC 01	0.009	141.39	0.018	282.75	0.027	424.15	0.036	565.52
2	FMC 02	0.009	143.22	0.018	286.39	0.027	429.63	0.036	572.82
3	FMC 03	0.006	98.29	0.012	196.55	0.019	294.85	0.025	393.13
4	FMC 04	0.0068	108.44	0.0137	216.85	0.0205	325.30	0.0274	433.72
5	FM 01	0.008	133.76	0.017	267.49	0.025	401.27	0.034	535.01
6	FM 02	0.009	141.85	0.018	283.66	0.027	425.52	0.036	567.34
7	FM 03	0.010	166.24	0.021	332.44	0.031	498.70	0.042	664.91
8	FM 04	0.008	125.74	0.016	251.44	0.024	377.20	0.032	502.92
9	FM 05	0.005	86.56	0.011	173.11	0.016	259.68	0.022	346.23
10	FM 06	0.009	139.24	0.018	278.44	0.026	417.69	0.035	556.90
11	FM 07	0.0048	75.62	0.0095	151.21	0.0143	226.83	0.0191	302.44
12	FM 08	0.0049	77.25	0.0097	154.48	0.0146	231.73	0.0195	308.97
13	FM 09	0.007	104.96	0.013	209.90	0.020	314.87	0.026	419.82
14	FM 10	0.008	132.43	0.017	264.82	0.025	397.26	0.033	529.67
15	FM 11	0.009	150.36	0.019	300.68	0.028	451.05	0.038	601.38
16	FM 12	0.008	122.89	0.016	245.75	0.023	368.66	0.031	491.53
17	SP1 110	0.008	125.69	0.016	251.34	0.024	377.04	0.032	502.70
18	SP1 120	0.008	126.55	0.016	253.07	0.024	379.63	0.032	506.16
19	SP2 110	0.0059	92.89	0.0117	185.76	0.0176	278.66	0.0234	371.54
20	SP2 130	0.0051	80.16	0.0101	160.30	0.0152	240.47	0.0202	320.62
21	SP3 130	0.014	228.65	0.029	457.23	0.043	685.90	0.058	914.52
22	SP3 140	0.008	129.05	0.016	258.06	0.024	387.12	0.033	516.15
23	SP4 140	0.008	127.54	0.016	255.05	0.024	382.61	0.032	510.13
24	SP4 120	0.009	141.71	0.018	283.37	0.027	425.10	0.036	566.78

Dari analisis nilai-nilai pada tabel di atas, terdapat beberapa data nilai kapasitas aliran pada beberapa nozzle yang belum memenuhi standard NFPA 14. Dimana pada standard NFPA 14 nilai kapasitas minimum pada setiap nozzle sebesar 500 GPM. Sedangkan pada hasil perhitungan di atas dengan empat skenario pompa, dimana skenario pompa keempat merupakan skenario dengan nilai kapasitas pompa terbesar masih terdapat 9 nozzle yang belum memenuhi standard NFPA 14

4.12 Perhitungan Kebutuhan Kapasitas Pompa dalam Memenuhi Standard NFPA 14

Pada standard NFPA 14 disebutkan bahwa nilai minimum kapasitas (*flow rate*) untuk setiap standpipe harus 500 GPM (1893 L/min). Dan pada perhitungan sebelumnya sudah didapatkan data kapasitas setiap nozzle dengan kondisi 4 jenis skenario pompa. Pada Tabel 4.13 didapatkan data dengan nilai

kapasitas terendah dengan skenario pompa 4 yaitu pada nozzle FM 07 dengan nilai kapasitas 302,44 GPM.

Untuk menentukan nilai kapasitas minimum pompa terhadap instalasi sistem perpipaan tersebut dalam memenuhi standar NFPA 14, maka dilakukan perhitungan dengan menggunakan data kapasitas pada FM 07. Hal ini dilakukan karena pada nozzle tersebut memiliki nilai kapasitas paling rendah dari semua nozzle, sehingga apabila nozzle FM 07 memiliki nilai kapasitas sesuai standard yaitu 500 GPM, maka secara otomatis semua nozzle juga akan memenuhi standard minimum tersebut.

Dengan menggunakan data nilai kapasitas nozzle FM 07 pada Tabel 4.13 dilakukan perhitungan untuk menentukan nilai kenaikan kapasitas pada setiap skenario pompa.

FM 07

Nilai Q skenario pompa 1: 75,62 GPM

Nilai Q skenario pompa 2: 151,21 GPM

Nilai Q skenario pompa 3: 226,83 GPM

Nilai Q skenario pompa 4: 302,44 GPM

Selisih pada setiap masing-masing skenario pompa: 75,6 GPM

Dari hasil perhitungan di atas maka dapat disimpulkan terjadi kenaikan sebesar 75,62 GPM pada setiap kenaikan kapasitas 3000 GPM pompa yang digunakan. Maka, untuk mencapai nilai kapasitas minimum 500 GPM pada nozzle, dilakukan perhitungan sebagai berikut,

Nilai minimum kapasitas: 500 GPM

$$\text{Kebutuhan kapasitas pompa} = \frac{\text{nilai minimum kapasitas}}{\text{selisih kenaikan kapasitas}} \times 3.000$$

$$\text{Kebutuhan kapasitas pompa} = \frac{500}{75,6} \times 3.000 = 19.841 \text{ GPM}$$

Hasil dari perhitungan tersebut didapatkan nilai kapasitas pompa minimum yang dibutuhkan oleh sistem untuk memenuhi standar NFPA 14, yaitu 19.841 GPM.

4.13 Perhitungan Head Total Instalasi

4.13.1 Perhitungan Kecepatan Aliran pada Setiap Pipa

Pada perhitungan head loss diperlukan nilai kecepatan aliran dan karena pada instalasi sistem pemadam kebakaran berikut menggunakan beberapa jenis ukuran diameter pipa, maka diperlukan perhitungan kecepatan aliran pada setiap diameter pipa untuk kebutuhan perhitungan head loss. Perhitungan kecepatan aliran menggunakan persamaan (2.1).

$$Q = A \cdot v$$

$$v = \frac{Q}{\pi/4 D^2}$$

- Kecepatan aliran pada pipa ukuran \varnothing 20 in

$$v = \frac{0,19}{\pi/4 \cdot 0,48^2} = 1,05 \text{ m/s}$$

- Kecepatan aliran pada pipa ukuran \varnothing 16 in

$$v = \frac{0,19}{\pi/4 \cdot 0,38^2} = 1,66 \text{ m/s}$$

- Kecepatan aliran pada pipa ukuran \varnothing 10 in

$$v = \frac{0,19}{\pi/4 \cdot 0,25^2} = 3,72 \text{ m/s}$$

- Kecepatan aliran pada pipa ukuran \varnothing 8 in

$$v = \frac{0,19}{\pi/4 \cdot 0,20^2} = 5,85 \text{ m/s}$$

- Kecepatan aliran pada pipa ukuran \varnothing 6 in

$$v = \frac{0,19}{\pi/4 \cdot 0,15^2} = 7,14 \text{ m/s}$$

4.13.2 Perhitungan Elevation Head

Nilai *head discharge* didapatkan dari ketinggian *discharge* yang tertinggi yaitu pada springkler yang terpasang pada *spherical tank* terhadap pompa, maka didapatkan nilai ketinggian 21 m. Sedangkan untuk nilai *head suction* didapatkan dari ketinggian antara permukaan air pada *water pond* terhadap pompa, maka didapatkan nilai ketinggian 3,53 m.

$$H_a = H_d - H_s$$

$$H_a = 21 - (-3,53) = 24,53 \text{ m}$$

Nilai negatif pada *head suction* dikarenakan letak air berada di bawah pompa pemadam kebakaran.

4.13.3 Perhitungan Head Pressure

Nilai tekanan pada sisi buang diatur pada API PUBL 2510A yaitu sebesar 100 Pounds Per Square Inch atau setara dengan 6.8 atm. Tekanan pada pipa hisap yaitu 1 atm.

$$H_p = P_{\text{buang}} - P_{\text{hisap}} = 6,8 - 1 = 5,8 \text{ m}$$

4.13.4 Perhitungan Head Loss

Perhitungan *head loss* dilakukan pada pipa hisap dan pipa buang. *Head loss* yang dihitung yaitu *head loss mayor* karena gesekan pada pipa dan *head loss minor* karena beberapa aksesoris yang terpasang pada sistem pipa.

- **Head loss mayor pada pipa hisap**

$$H_l = fk \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$fk = 0,020 + \frac{0,0005}{D}$$

Spesifikasi pipa hisap Ø 10 in

D: 0,25 m

L: 3,53 m

V: 3,72 m

$$fk = 0,020 + \frac{0,0005}{0,25} = 0,022$$

$$H_l = 0,022 \cdot \frac{3,53}{0,25} \cdot \frac{3,72^2}{(2) 9,8} = 0,21 \text{ m}$$

- **Head loss minor pada pipa hisap**

$$H = f \frac{V^2}{2g}$$

Kerugian minor pada pipa hisap disebabkan karena adanya saringan (filter). Nilai koefisien gesek dari saringan = 2,5.

$$H = 2,5 \frac{3,72^2}{(2)(9,8)} = 1,76 \text{ m}$$

- **Head loss pada pipa buang**

Perhitungan *head loss* pada pipa buang dilakukan pada instalasi pipa dengan jarak paling jauh. Jalur yang digunakan untuk menghitung *head loss* pada pipa buang sesuai pada diagram instalasi yaitu, pipa 1, pipa 2, pipa A1, pipa A3, pipa A5, pipa B1, pipa B3, pipa B6, pipa B10, pipa B15, pipa B17, dan berakhir pada pipa B18. Perhitungan *head loss* mayor dan minor pada pipa buang dituliskan pada Tabel 4.14 dibawah.

Tabel 4.14 Perhitungan Head Loss pada Pipa Buang

No.	Head Loss	Panjang (m) / Jumlah (pcs)	fk	D	f	V	Hl (m) / H (m)
1	Mayor (gesekan pada pipa 1 Ø 20 in)	55 m	0.021	0.48	0	1.05	0.14
2	Minor (check valve pada pipa 1 Ø 20 in)	1 pcs	0	0.48	2	1.05	0.11
3	Minor (ball valve pada pipa 1 Ø 20 in)	1 pcs	0	0.48	0.05	1.05	0.00
4	Minor (elbow 90° smooth pada pipa 1 Ø 20 in)	5 pcs	0	0.48	0.3	1.05	0.09
5	Minor (tee pada pipa 1 Ø 20 in)	4 pcs	0	0.48	1	1.05	0.23
6	Mayor (gesekan pada pipa 2 Ø 16 in)	31 m	0.021	0.38	0	1.66	0.24
7	Minor (elbow 45° pada pipa 2 Ø 16 in)	1 pcs	0	0.38	0.8	1.66	0.11
8	Mayor (gesekan pada pipa A1 Ø 16 in)	8 m	0.021	0.38	0	1.66	0.06
9	Minor (tee pada pipa A1 Ø 16 in)	1 pcs	0	0.38	1	1.66	0.14
10	Mayor (gesekan pada pipa A3 Ø 16 in)	8 m	0.021	0.38	0	1.66	0.06
11	Minor (tee pada pipa A3 Ø 16 in)	1 pcs	0	0.38	1	1.66	0.14
12	Mayor (gesekan pada pipa A5 Ø 16 in)	60 m	0.021	0.38	0	1.66	0.47
13	Minor (elbow 45° pada pipa A5 Ø 16 in)	2 pcs	0	0.38	0.8	1.66	0.22
14	Minor (tee pada pipa A5 Ø 16 in)	1 pcs	0	0.38	1	1.66	0.14
15	Mayor (gesekan pada pipa B1 Ø 16 in)	11 m	0.021	0.38	0	1.66	0.09
16	Minor (tee pada pipa B1 Ø 16 in)	1 pcs	0	0.38	1	1.66	0.14
17	Mayor (gesekan pada pipa B3 Ø 16 in)	11 m	0.021	0.38	0	1.66	0.09
18	Minor (tee pada pipa B3 Ø 16 in)	1 pcs	0	0.38	1	1.66	0.14
19	Mayor (gesekan pada pipa B6 Ø 10 in)	13 m	0.022	0.25	0	3.72	0.79
20	Minor (tee pada pipa B6 Ø 10 in)	1 pcs	0	0.25	1	3.72	0.70

No.	Head Loss	Panjang (m) / Jumlah (pcs)	fk	D	f	V	HI (m) / H (m)
21	Mayor (gesekan pada pipa B10 Ø 6 in)	21 m	0.023	0.15	0	7.14	8.24
22	Minor (elbow 90° smooth pada pipa B10 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	0.3	7.14	0.78
23	Minor (tee pada pipa B10 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	1	7.14	2.60
24	Mayor (gesekan pada pipa B14 Ø 6 in)	1 m	0.023	0.15	0	7.14	0.39
25	Minor (Check valve pada pipa B14 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	2	7.14	5.20
26	Minor (tee pada pipa B14 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	1	7.14	2.60
27	Mayor (gesekan pada pipa B15 Ø 6 in)	10 m	0.023	0.15	0	7.14	3.93
28	Minor (tee pada pipa B15 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	1	7.14	2.60
29	Mayor (gesekan pada pipa B17 Ø 6 in)	6 m	0.023	0.15	0	7.14	2.36
30	Minor (elbow 45° pada pipa B17 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	0.8	7.14	2.08
31	Minor (tee pada pipa B17 Ø 6 in)	1 pcs	0	0.15	1	7.14	2.60
32	Mayor (gesekan pada pipa B18 Ø 6 in)	7 m	0.023	0.15	0	7.14	2.75
TOTAL							36.14

- **Head loss total pada pipa buang dan hisap**

$$hl = H_{hisap} + H_{buang}$$

$$hl = 1,98 + 40,25 = 42,23 \text{ m}$$

4.13.5 Head Total Instalasi

$$H_{tot} = h_a + \Delta h_p + h_l$$

$$H_{tot} = 24,53 + 5,8 + 42,23 = 72,5 \text{ m}$$

Berdasarkan hasil perhitungan kebutuhan head pada instalasi tersebut, maka hal ini sudah sesuai dengan spesifikasi jenis pompa yang sudah terpasang, dimana pompa yang terpasang memiliki spesifikasi head pompa sebesar 76 m.

4.14 Alternatif Penyelesaian Kebutuhan Pompa dalam Memenuhi Standard NFPA 14

4.14.1 Menggunakan Pompa yang Telah Terpasang dengan Mengatur RPM Pompa

Pada sistem pemadam kebakaran di Terminal LPG Semarang sudah terpasang sebanyak 4 buah pompa yang terhubung secara paralel dengan spesifikasi pompa masing-masing yaitu, kapasitas pompa sebesar 3.000 GPM dan RPM pompa 1740. Sedangkan, dari hasil perhitungan kebutuhan minimum kapasitas pompa untuk memenuhi standard NFPA 14 sebesar 19.841 GPM, maka dengan kondisi demikian kebutuhan kapasitas pompa tersebut dibagi kepada 4 pompa, sehingga didapatkan nilai kebutuhan kapasitas untuk masing-masing pompa sebesar 4.960,3 GPM.

Dengan menggunakan persamaan pada hukum kesebangunan pompa, yaitu hubungan kapasitas dengan kecepatan putaran dan diameter impeler. Maka, dengan menggunakan beberapa data yang sudah dimiliki maka putaran pompa yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan kapasitas pada setiap pompa dengan diameter impeller yang tetap dapat dilakukan perhitungan dengan persamaan (2.16) pada hukum kesebangunan pompa.

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{N_1}{N_2}$$

$$N_2 = \frac{N_1}{\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)}$$

$$N_2 = \frac{1.750}{\left(\frac{3.000}{4.960,3}\right)} = 2.894 \text{ RPM}$$

Dari hasil perhitungan tersebut didapatkan nilai RPM yang dibutuhkan setiap pompa untuk memenuhi nilai kebutuhan minimum kapasitas, yaitu 2.894 RPM.

Meningkatkan RPM pompa dapat dilakukan dengan cara mengganti motor penggerak pompa sesuai dengan RPM yang dibutuhkan. Berdasarkan katalog motor pompa yang berada di pasaran terdapat motor dengan spesifikasi 3.000 RPM. Apabila menggunakan motor pompa dengan spek 3.000 RPM dapat dilakukan perhitungan untuk mengetahui kapasitas pompa yang dihasilkan dengan menggunakan persamaan hukum kesebangunan pompa.

$$Q_2 = \frac{Q_1}{\left(\frac{N_1}{N_2}\right)} = \frac{3.000}{\left(\frac{1.750}{3.000}\right)} = 5.143 \text{ GPM}$$

Dengan menggunakan nilai kapasitas pompa tersebut maka dilakukan pengujian pada sistem instalasi untuk mengetahui nilai kapasitas aliran pada masing-masing nozzle untuk mengecek kesesuaian terhadap standard NFPA 14. Hasil perhitungan pada masing-masing nozzle dapat dilihat pada Tabel 4.15 dibawah.

Tabel 4.15 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada 3.000 RPM setiap Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	FMC 01	0.015	242.37	0.031	484.73	0.046	727.09	0.061	969.44
2	FMC 02	0.015	245.50	0.031	490.98	0.046	736.47	0.062	981.95
3	FMC 03	0.011	168.49	0.021	336.96	0.032	505.44	0.043	673.91
4	FMC 04	0.0117	185.89	0.0235	371.76	0.0352	557.64	0.0469	743.51
5	FM 01	0.014	229.30	0.029	458.57	0.043	687.85	0.058	917.13
6	FM 02	0.015	243.16	0.031	486.29	0.046	729.43	0.061	972.56
7	FM 03	0.018	284.97	0.036	569.92	0.054	854.87	0.072	1139.82
8	FM 04	0.014	215.54	0.027	431.07	0.041	646.60	0.054	862.12
9	FM 05	0.009	148.39	0.019	296.77	0.028	445.15	0.037	593.52
10	FM 06	0.015	238.68	0.030	477.34	0.045	716.00	0.060	954.66
11	FM 07	0.0082	129.62	0.0164	259.23	0.0245	388.84	0.0327	518.45
12	FM 08	0.0084	132.42	0.0167	264.83	0.0251	397.24	0.0334	529.65
13	FM 09	0.011	179.93	0.023	359.84	0.034	539.76	0.045	719.68
14	FM 10	0.014	227.01	0.029	454.00	0.043	680.99	0.057	907.98
15	FM 11	0.016	257.75	0.033	515.47	0.049	773.20	0.065	1030.92
16	FM 12	0.013	210.66	0.027	421.31	0.040	631.96	0.053	842.61
17	SP1 110	0.014	215.45	0.027	430.88	0.041	646.32	0.054	861.75
18	SP1 120	0.014	216.94	0.027	433.85	0.041	650.77	0.055	867.69
19	SP2 110	0.0100	159.24	0.0201	318.46	0.0301	477.69	0.0402	636.91
20	SP2 130	0.0087	137.41	0.0173	274.81	0.0260	412.21	0.0347	549.61
21	SP3 130	0.025	391.95	0.049	783.86	0.074	1175.79	0.099	1567.70
22	SP3 140	0.014	221.21	0.028	442.41	0.042	663.61	0.056	884.80
23	SP4 140	0.014	218.63	0.028	437.25	0.041	655.87	0.055	874.48
24	SP4 120	0.015	242.91	0.031	485.81	0.046	728.70	0.061	971.60

Dari hasil perhitungan tersebut maka nilai kapasitas pada setiap nozzle sudah memenuhi standard NFPA 14 dengan skenario pompa 4 yaitu dengan mengoperasikan 4 pompa pemadam sekaligus dengan menggunakan pompa yang sudah terpasang dengan mengganti motor penggerak pompa yang memiliki spek 3.000 RPM.

Untuk menerapkan alternatif pertama ini perlu diperhatikan pergeseran pada grafik kurva pompa yang digunakan, yaitu hubungan antara perubahan RPM dengan kapasitas yang dihasilkan oleh pompa. Namun dikarenakan keterbatasan data grafik kurva pompa yang terinstalasi di Terminal LPG Semarang, analisa terhadap grafik tersebut tidak dapat dilakukan.

4.14.2 Menggunakan Pompa yang Telah Terpasang dengan Mengatur Ukuran Diameter Impeller Pompa

Dengan menggunakan persamaan pada hukum kesebangunan pompa, yaitu hubungan dengan mengubah nilai ukuran diameter impeller pompa dan kecepatan putaran pompa tetap maka akan mempengaruhi nilai dari kapasitas aliran pompa.

Pada sistem pemadam kebakaran di Terminal LPG Semarang diameter impeller pada masing-masing pompa memiliki ukuran 390 mm.

Dengan menggunakan beberapa data yang sudah dimiliki maka putaran pompa yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan kapasitas pada setiap pompa dapat dilakukan perhitungan dengan persamaan pada hukum kesebangunan pompa.

$$\frac{Q_1}{Q_2} = \frac{D_1^3}{D_2^3}$$

$$D_2 = \sqrt[3]{\frac{D_1^3}{\left(\frac{Q_1}{Q_2}\right)}}$$

$$D_2 = \sqrt[3]{\frac{390^3}{\left(\frac{3.000}{4.960,3}\right)}} = 461 \text{ mm}$$

Dari hasil perhitungan tersebut didapatkan nilai ukuran diameter impeller yang dibutuhkan setiap pompa untuk memenuhi nilai kebutuhan minimum kapasitas, yaitu 461 mm.

Untuk melakukan perubahan ukuran diameter impeller pompa dapat dilakukan dengan cara melakukan desain ulang impeller pompa. Hal ini dikarenakan ukuran diameter impeller pompa yang dibutuhkan harus sesuai dengan kondisi pompa yang sudah ada.

Dengan menggunakan nilai kapasitas pompa tersebut maka dilakukan pengujian pada sistem instalasi untuk mengetahui nilai kapasitas pada masing-masing nozzle untuk mengecek kesesuaian terhadap standard NFPA 14. Hasil perhitungan pada masing-masing nozzle dapat dilihat pada Tabel 4.16 dibawah.

Tabel 4.16 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada 461 mm Diameter Impeller setiap Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	FMC 01	0.015	233.74	0.029	467.49	0.044	701.21	0.059	934.99
2	FMC 02	0.015	236.76	0.030	473.53	0.045	710.26	0.060	947.06
3	FMC 03	0.010	162.49	0.021	324.98	0.031	487.45	0.041	649.96
4	FMC 04	0.0113	179.27	0.0226	358.54	0.0339	537.79	0.0452	717.09
5	FM 01	0.014	221.13	0.028	442.27	0.042	663.37	0.056	884.54
6	FM 02	0.015	234.49	0.030	469.00	0.044	703.47	0.059	938.00
7	FM 03	0.017	274.82	0.035	549.66	0.052	824.45	0.069	1099.32
8	FM 04	0.013	207.86	0.026	415.74	0.039	623.58	0.052	831.48
9	FM 05	0.009	143.10	0.018	286.22	0.027	429.30	0.036	572.43
10	FM 06	0.015	230.18	0.029	460.37	0.044	690.52	0.058	920.74
11	FM 07	0.0079	125.00	0.0158	250.01	0.0237	375.00	0.0315	500.03
12	FM 08	0.0081	127.70	0.0161	255.41	0.0242	383.10	0.0322	510.82
13	FM 09	0.011	173.52	0.022	347.05	0.033	520.55	0.044	694.10
14	FM 10	0.014	218.92	0.028	437.86	0.041	656.75	0.055	875.72
15	FM 11	0.016	248.56	0.031	497.14	0.047	745.67	0.063	994.28
16	FM 12	0.013	203.16	0.026	406.33	0.038	609.47	0.051	812.67
17	SP1 110	0.013	207.78	0.026	415.56	0.039	623.31	0.052	831.13
18	SP1 120	0.013	209.21	0.026	418.43	0.040	627.61	0.053	836.85
19	SP2 110	0.0097	153.57	0.0194	307.14	0.0291	460.69	0.0388	614.28
20	SP2 130	0.0084	132.52	0.0167	265.04	0.0251	397.54	0.0334	530.08
21	SP3 130	0.024	377.99	0.048	756.00	0.072	1133.93	0.095	1511.99
22	SP3 140	0.013	213.33	0.027	426.68	0.040	639.99	0.054	853.36
23	SP4 140	0.013	210.85	0.027	421.71	0.040	632.52	0.053	843.41
24	SP4 120	0.015	234.26	0.030	468.54	0.044	702.77	0.059	937.07

Dari hasil perhitungan tersebut maka nilai kapasitas pada setiap nozzle sudah memenuhi standard NFPA 14 dengan skenario pompa 4 yaitu dengan mengoperasikan 4 pompa pemadam sekaligus dengan menggunakan pompa yang sudah terpasang dengan mengganti ukuran diameter impeller yang lebih besar menjadi 461 mm.

4.14.3 Menggunakan Pompa Baru dengan Kapasitas 5.000 GPM

Berdasarkan hasil perhitungan kebutuhan kapasitas masing-masing pompa yaitu, sebesar 4.960,3 GPM dan perhitungan kebutuhan head pompa yaitu 72,5 m. Maka, alternatif penyelesaian untuk memenuhi nilai kebutuhan kapasitas sesuai standard NFPA 14 dapat dilakukan dengan mengganti pompa yang sudah terpasang dengan pompa baru yang memiliki spesifikasi kapasitas 5.000 GPM dengan head pompa diatas 72,5 m.

Hasil perhitungan nilai kapasitas pada setiap nozzle dengan menggunakan pompa dengan kapasitas 5.000 GPM dapat dilihat pada Tabel 4.17 dibawah.

Tabel 4.17 Hasil Perhitungan Kapasitas Aliran Nozzle pada kapasitas 5.000 GPM setiap Pompa

No.	Nama Pipa	Nilai Q							
		Skenario Pompa 1		Skenario Pompa 2		Skenario Pompa 3		Skenario Pompa 4	
		m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM	m ³ /s	GPM
1	FMC 01	0.015	235.65	0.030	471.26	0.045	706.88	0.059	942.48
2	FMC 02	0.015	238.69	0.030	477.34	0.045	716.01	0.060	954.65
3	FMC 03	0.010	163.82	0.021	327.60	0.031	491.39	0.041	655.17
4	FMC 04	0.0114	180.73	0.0228	361.43	0.0342	542.14	0.0456	722.83
5	FM 01	0.014	222.94	0.028	445.83	0.042	668.74	0.056	891.63
6	FM 02	0.015	236.41	0.030	472.78	0.045	709.16	0.060	945.52
7	FM 03	0.017	277.07	0.035	554.09	0.052	831.12	0.070	1108.13
8	FM 04	0.013	209.56	0.026	419.09	0.040	628.63	0.053	838.15
9	FM 05	0.009	144.27	0.018	288.52	0.027	432.78	0.036	577.02
10	FM 06	0.015	232.06	0.029	464.08	0.044	696.11	0.059	928.12
11	FM 07	0.0080	126.03	0.0159	252.03	0.0239	378.04	0.0318	504.03
12	FM 08	0.0081	128.75	0.0162	257.47	0.0244	386.20	0.0325	514.92
13	FM 09	0.011	174.94	0.022	349.85	0.033	524.76	0.044	699.66
14	FM 10	0.014	220.71	0.028	441.39	0.042	662.07	0.056	882.74
15	FM 11	0.016	250.60	0.032	501.15	0.047	751.71	0.063	1002.25
16	FM 12	0.013	204.82	0.026	409.61	0.039	614.40	0.052	819.18
17	SP1 110	0.013	209.48	0.026	418.91	0.040	628.36	0.053	837.79
18	SP1 120	0.013	210.92	0.027	421.80	0.040	632.69	0.053	843.56
19	SP2 110	0.0098	154.82	0.0195	309.61	0.0293	464.42	0.0391	619.20
20	SP2 130	0.0084	133.60	0.0169	267.18	0.0253	400.76	0.0337	534.33
21	SP3 130	0.024	381.08	0.048	762.08	0.072	1143.11	0.096	1524.11
22	SP3 140	0.014	215.08	0.027	430.12	0.041	645.17	0.054	860.20
23	SP4 140	0.013	212.57	0.027	425.10	0.040	637.64	0.054	850.17
24	SP4 120	0.015	236.18	0.030	472.31	0.045	708.46	0.060	944.58

Dari hasil perhitungan tersebut maka didapatkan nilai kapasitas pada setiap nozzle sudah memenuhi standard NFPA 14 pada skenario pompa 4 yaitu dengan menjalankan keempat pompa pemadam sekaligus.

Analisa Perbandingan Secara Teknis pada Setiap Alternatif Penyelesaian

Pada alternatif penyelesaian pertama yaitu dengan meningkatkan kecepatan putar pompa menjadi 2.894 maka, hal itu dapat dilakukan dengan cara mengganti motor penggerak pompa. Untuk mengganti motor penggerak pompa maka, diperlukan beberapa pertimbangan untuk menyesuaikan dengan kondisi pompa yang sudah terpasang. Seperti sambungan shaft motor dan pompa. Kemudian, dengan meningkatkan kecepatan putar pompa kemungkinan dapat terjadi kavitasi pada impeller pompa sehingga, untuk mencegah hal ini juga diperlukan analisis perhitungan pada impeller pompa terhadap terjadinya kavitasi supaya pompa yang digunakan memiliki efisiensi yang baik dan tahan untuk waktu yang lama. Pada alternatif pertama ini memiliki kemungkinan kecil untuk diterapkan hal ini dikarenakan adanya

perbedaan selisih yang cukup jauh antara RPM motor yang terpasang dengan RPM motor pengganti untuk menghasilkan kapasitas pompa yang diinginkan.

Pada alternatif penyelesaian kedua yaitu dengan mengubah ukuran diameter impeller pompa menjadi 461 mm maka, diperlukan beberapa perhitungan untuk mendesain ulang pompa dengan ukuran diameter yang baru. Dalam mendesain impeller pompa terdapat banyak aspek desain yang harus dilakukan analisa perhitungan. Hal ini dikarenakan pada impeller pompa tidak hanya ukuran diameter yang berpengaruh terhadap kapasitas pompa yang dihasilkan tetapi juga, jenis sudu impeller, kemiringan sudu, jumlah sudu, dll. Setelah dilakukan perhitungan juga harus dilakukan beberapa simulasi supaya didapatkan desain impeller yang sesuai dengan kebutuhan diameter dan menghasilkan kapasitas pompa yang diinginkan. Kelebihan dari alternatif kedua ini memiliki biaya yang lebih murah dibandingkan alternatif pertama, hal ini dikarenakan pada alternatif kedua tidak perlu dilakukan pergantian antara pompa dan motor penggerak pompa.

Pada alternatif penyelesaian ketiga yaitu dengan mengganti pompa lama dengan pompa baru yang memiliki spek kapasitas pompa 5.000 GPM dan dengan head pompa lebih dari 72,5 m. Dalam pergantian pompa baru maka tidak diperlukan banyak analisa perhitungan untuk menyesuaikan dengan instalasi sistem pemadam kebakaran, hal ini dikarenakan nilai kapasitas pompa yang dihasilkan pompa baru dan kinerja pompa yang lebih baik tentunya sudah memenuhi nilai kapasitas dan head pompa yang dibutuhkan oleh sistem dalam memenuhi standard NFPA 14. Pada alternatif ketiga juga tidak diperlukan pergantian motor penggerak pompa hal ini dikarenakan terdapat beberapa pompa dipasaran yang memiliki kebutuhan RPM pompa yang sama dengan motor penggerak pompa yang telah terpasang pada sistem.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari hasil penelitian dan analisa data perhitungan yang telah dilakukan, maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Nilai kapasitas aliran pada setiap nozzle yang dihasilkan dengan pompa pemadam yang sudah terpasang di Terminal LPG Semarang sebagian besar sudah memenuhi standard NFPA 14. Namun terdapat 9 nozzle yang masih memiliki nilai kapasitas aliran yang berada dibawah standard NFPA 14 yaitu, FMC 03, FMC 04, FM 05, FM 07, FM 08, FM 09, FM 12, SP 110, dan SP 130.
2. Nilai kapasitas yang dibutuhkan sistem dalam memenuhi standard NFPA 14 yaitu 19.841 GPM dan head yang dibutuhkan pada sistem 72,5 m. Sehingga kapasitas yang dibutuhkan oleh satu pompa sebesar 4.960 GPM dengan head lebih dari 72,5 m.
3. Alternatif penyelesaian yang paling unggul dan lebih mudah diterapkan yaitu pada alternatif ketiga dengan menggunakan pompa baru yang memiliki spek kapasitas pompa 5.000 GPM dan head pompa lebih dari 72,5 m.

5.2 Saran

Untuk menyempurnakan penelitian ini maka terdapat beberapa saran yang dapat dilakukan pada penelitian selanjutnya, antara lain:

2. Pada penelitian selanjutnya bisa dilakukan analisis ekonomi untuk mengetahui estimasi biaya yang diperlukan untuk memaksimalkan alternatif penyelesaian pemilihan pompa.
3. Pada penelitian selanjutnya bisa digunakan software untuk mensimulasikan dan menguji validasi hasil dari perhitungan yang sudah dilakukan.

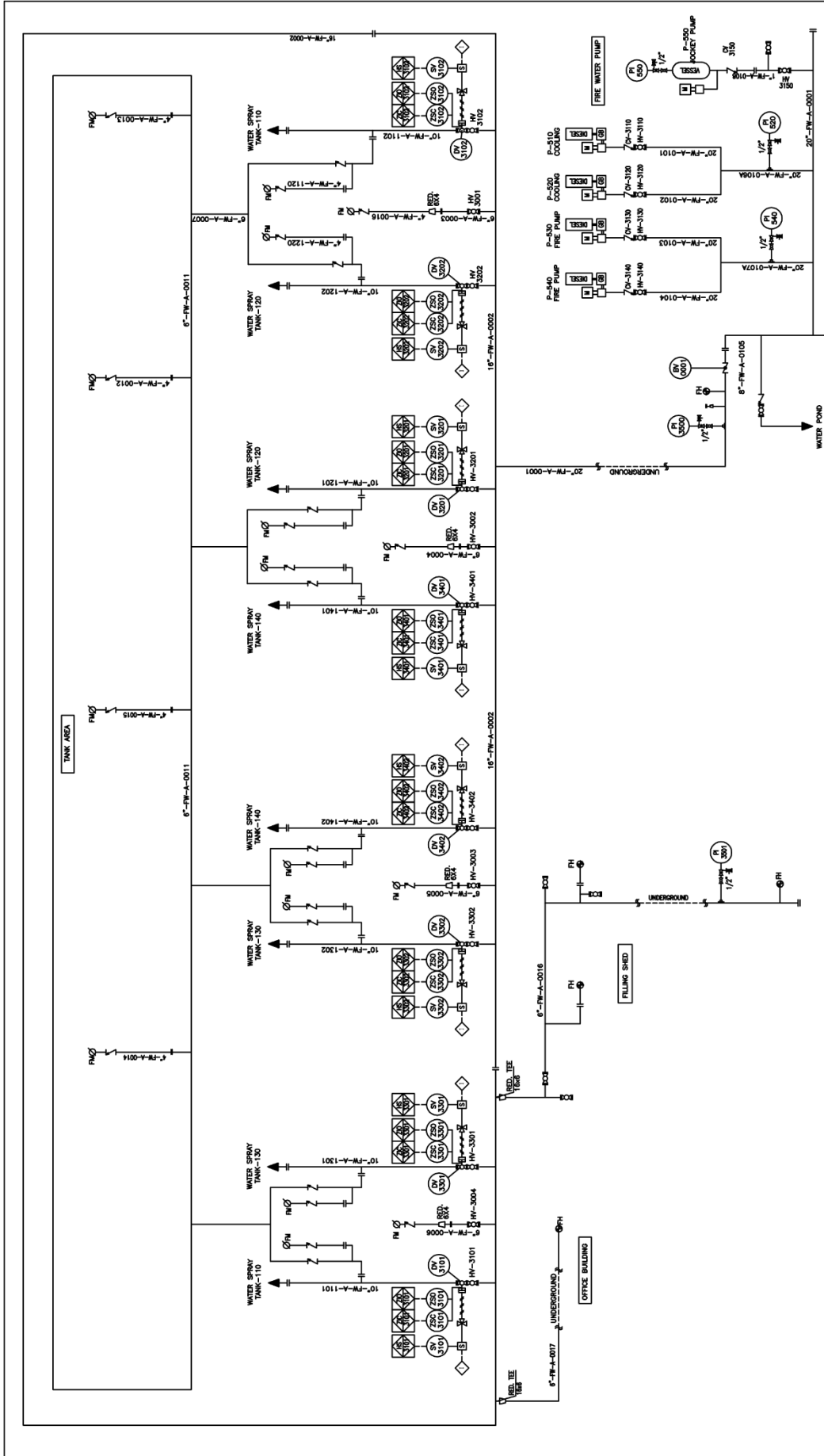
Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- [1] R. N. Azmi, "Pipe Stress Analysis pada Pipa Header 12 inchi di Terminal LPG Semarang (Studi Kasus Terjadi Penurunan Tanah)," ITS: Marine Engineering, Surabaya, 2018.
- [2] R. Nugraha, "Penerapan Sistem Manajemen Kebakaran di PT. Adiluhung Saranasegara Indonesia, Bangkalan," *The Indonesian Journal of Occupational Safety and Health*, vol. 7, p. 1, 2018.
- [3] API, API Standard 2510 Eight Edition, Washington D.C: API, 2001.
- [4] S. O. O. Adekunle T. Oyelami, "Spherical Storage Tank Development Through Mathematical Modeling of Constituent Sections," *Mathematical Modelling of Engineering Problems*, vol. 6, p. 467, 2019.
- [5] F. P. Aksara, "Quora," [Online]. Available: <https://id.quora.com/Mengapa-tanki-penyimpanan-LPG-berbentuk-bulat>.
- [6] NFPA, NFPA 20 Standard for the Installation of Stationary Pumps for Fire Protection, Quincy: NFPA, 2007.
- [7] NFPA, NFPA 14 Standard for the Installation of Standpipe and Hose Systems, Quincy: NFPA, 2007.
- [8] Ubaedilah, "Analisa Kebutuhan Jenis dan Spesifikasi Pompa untuk Suplai Air Bersih di Gedung Kantin Berlantai 3 PT Astra Daihatsu Motor," *Jurnal Teknik Mesin (JTM)*, vol. 5, pp. 120-122, 2016.
- [9] J. M. C. Yunus A. Cengel, Fluid Mechanics Fundamentals and Applications, New York: McGraw-Hill, 2014.
- [10] M. Ir. Uung Ungkawa, Pompa dan Kompresor, Bandung: baixardoc.com, 2010.

Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN 1
Plan I&D Sistem Pemadam Kebakaran
Terminal LPG Semarang



COO KONSORSIUM CPO
 CLIENT : **PT OPTIMA SINERGI COMVESTAMA**
 MAIN CONTRACTOR : **PT CITRA PANJI MANUNGAL**
 WORK :

FASILITAS TERMINAL LPG SEMARANG
FIRE WATER DISTRIBUTION SYSTEM PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM

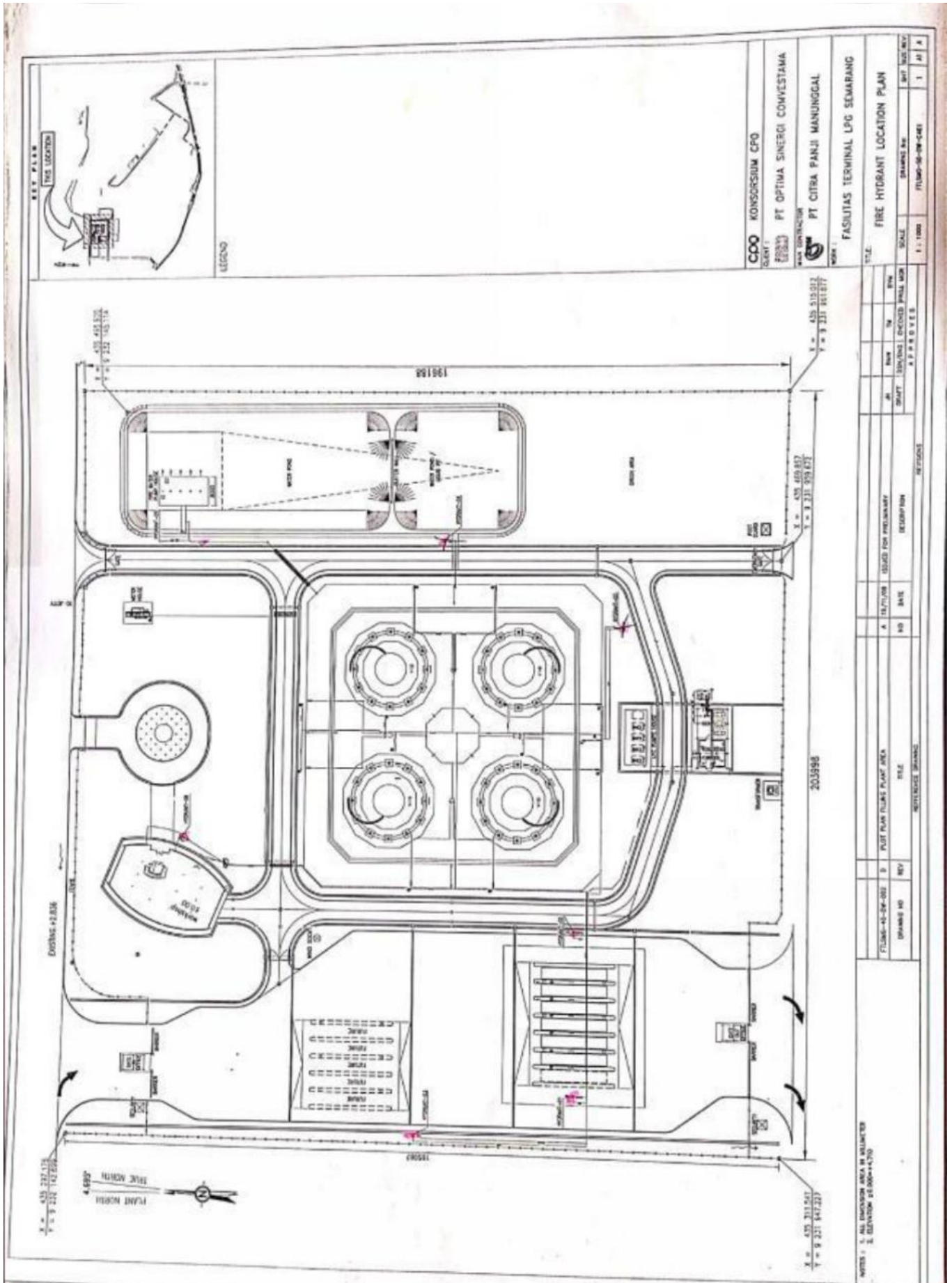
NO	REVISIONS	DATE	DESCRIPTION
2	15/11/08	REVIS AS MARKED	
1	11/08/08	REVIS AS MARKED	
0	15/07/08	APPROVED FOR CONSTRUCTION	
B	13/07/08	ISSUED FOR APPROVAL	
A	09/07/08	ISSUED FOR PRELIMINARY	

SCALE	DRAWING No.	SHT	SIZE/REV
NTS	FTLSMG-30-FW-0010	1	A3 2

NO	REVISIONS	DATE	DESCRIPTION
			REFERENCE DRAWING

NOTES :

LAMPIRAN 2
Gambar Instalasi Sistem Pemadam Kebakaran
Terminal LPG Semarang



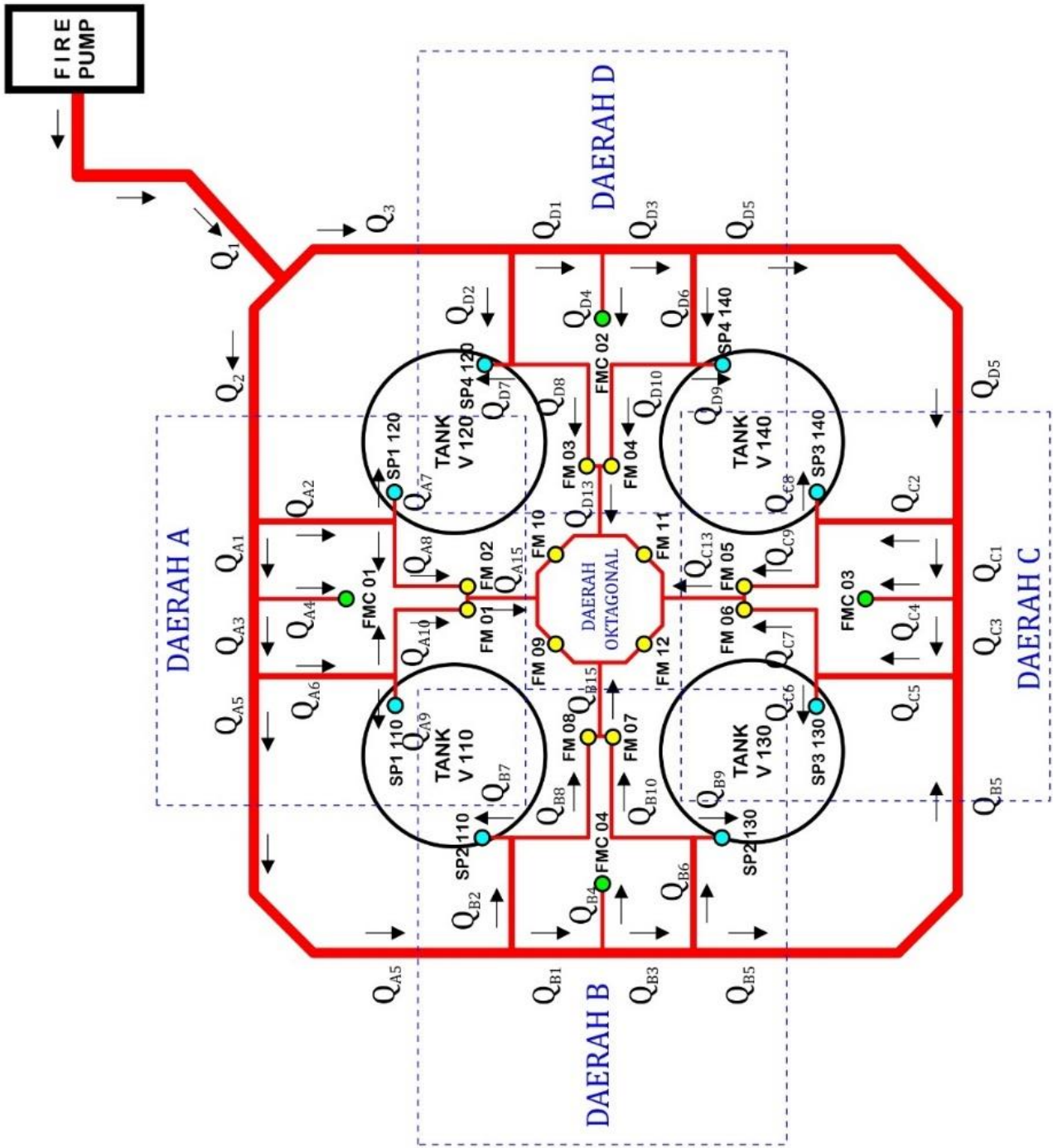
COO KONSORSIUM CPO
 CLIENT :
PT OPTIMA SINERGI COMVESTAMA
 MAIN CONTRACTOR :
PT CITRA PANJI MANGGALA
 WORK :
FASILITAS TERMINAL LPG SEMARANG

TITLE : **FIRE HYDRANT LOCATION PLAN**
 SCALE :
 1 : 1000
 DRAWING NO :
 F1100-06-09-04E1
 SHEET NO. :
 1

NO	DATE	DESCRIPTION	BY	CHK	APP
A	18/07/08	ISSUED FOR PRELIMINARY			
B		FINAL PLAN FOR PLANT AREA			

NOTES :
 1. ALL DIMENSION AREA IS IN METERS
 2. ELEVATION IS 000+4.700

LAMPIRAN 3
Gambar Penamaan Pipa dan Pembagian Daerah



BIODATA PENULIS



Muhammad Rickza Nuril Iskandar. Penulis lahir di Sumenep, Jawa Timur pada tanggal 27 April 1997. Penulis merupakan anak pertama dari tiga bersaudara pasangan suami istri, Moh. Iskandar, A.Md dan Ismatun Nadirah. Penulis menempuh jenjang pendidikan mulai dari SDN Pandian 1 – Sumenep, Jawa Tmur (2004-2010), SMP Negeri 1 Sumenep, Jawa Timur (2010-2013), SMA Negeri 1 Sumenep, Jawa Timur (2013-2016). Penulis melanjutkan pendidikan perguruan tinggi di Departemen Teknik Sistem Perkapalan, Fakultas

Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember melalui jalur SNMPTN pada tahun 2016. Selama menempuh masa studi, penulis aktif di berbagai kegiatan dan organisasi intra kampus, diantaranya menjabat sebagai Staff Lembaga Dakwah Jurusan Al-Mi'raj, Staff Sosial Masyarakat Badan Eksekutif Mahasiswa Fakultas Teknologi Kelautan, Panitia SENTA 2017, panitia GERIGI ITS 2017, Panitia Marine Icon 2018, , Panitia ITS Edu Fair 2018, Panitia Pekan Seni Mahasiswa ITS 2018, Panitia Ramadhan di Kampus 2018, Anggota di Laboratorium *Marine Machinery and System*, Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK – ITS. Dalam kegiatan dan organisasi ekstra kampus, penulis pernah menjabat menjadi Ketua dari Forum Komunal Mahasiswa Sumenep ITS (2018 – 2019). Penulis juga merupakan penerima beasiswa Pinisi Foundation angkatan kedua. Selama masa studi, penulis pernah melakukan kerja praktik di dua tempat, yaitu PT. Dok dan Perkapalan Surabaya (DPS) dan Terminal LPG Semarang.

Penulis dapat dihubungi via:
Email: mz.rickza27@gmail.com