

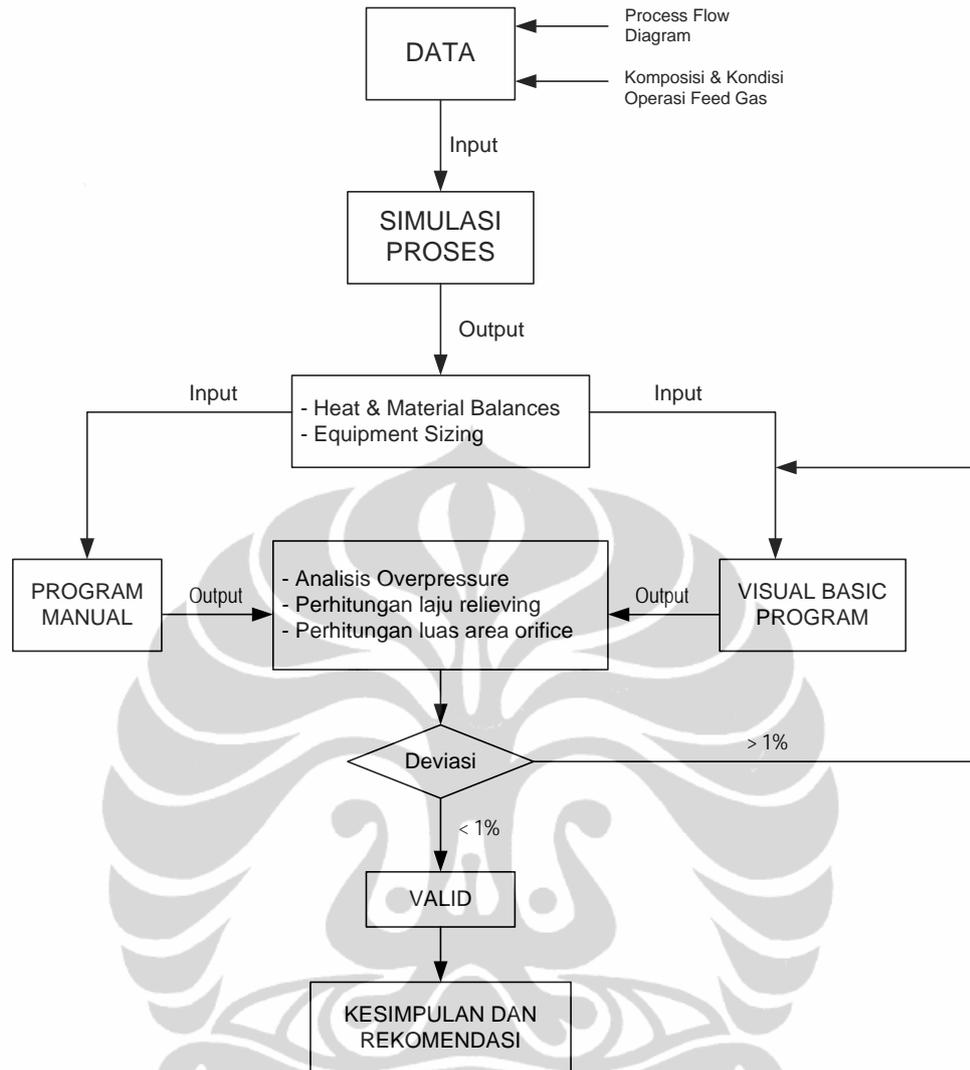
BAB 4

PEMBAHASAN

Pressure Relief Valve (PRV) memegang peranan yang sangat penting dalam *process safety* di industri kimia. PRV bekerja melindungi peralatan bertekanan dari kemungkinan terjadinya tekanan berlebih *overpressure*. Tekanan berlebih terjadi akibat ketidakseimbangan atau kekacauan aliran material dan energi dalam sistem sehingga material atau energi, atau keduanya, “menumpuk” di sejumlah bagian sistem. Analisis penyebab dan besarnya *overpressure* merupakan kajian neraca massa dan energi yang spesial dan kompleks.

Sizing secara akurat dari suatu sistem *pressure relief valve* sangat penting untuk melindungi secara dini peralatan proses dari tekanan berlebih. Penentuan kapasitas *relief valve* dalam suatu unit pengolahan minyak dan gas bumi didasarkan pada spesifikasi peralatan, kondisi operasi, neraca massa dan sifat-sifat fluida dari proses tersebut. Dalam tesis ini, pembahasan difokuskan pada peralatan bertekanan yang umum ditemukan pada proses pemisahan gas kondensat di lapangan minyak dan gas bumi. Salah satu peralatan yang terkait dengan kemungkinan terjadinya kelebihan tekanan dalam proses tersebut adalah *pressure vessel*.

Proses perhitungan kapasitas *relief valve* dalam suatu unit proses dilakukan melalui beberapa tahap. Tahap pertama adalah melakukan analisis proses. Analisis ini dilakukan untuk meninjau berbagai kemungkinan penyebab timbulnya *overpressure* dalam *pressure vessel*. Tahap kedua adalah menghitung laju relieving dari masing-masing penyebab terjadinya *overpressure*. Tahap ketiga menghitung luas area *orifice* dari masing-masing laju relieving dan kemudian dipilih yang paling besar. Luas area yang dihitung tersebut selanjutnya dibandingkan dengan standar dari manufaktur valve. Gambar 4.1 memperlihatkan alur perhitungan dari *sizing pressure relief valve*;



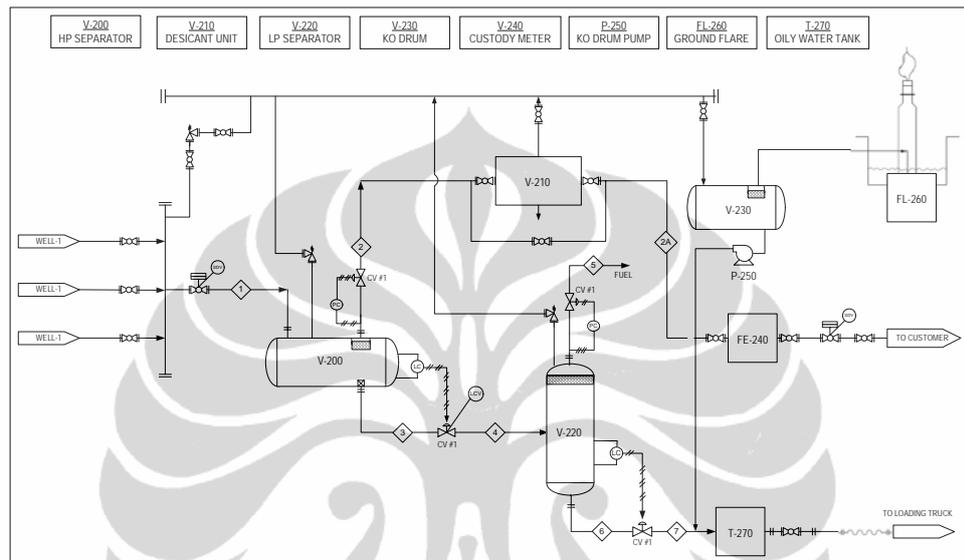
Gambar 4.1 Alur perhitungan dari sizing *pressure relief valve*

4.1 DATA PROSES

Data-data untuk proses perhitungan kapasitas *relief valve* terdiri atas data komposisi fluida, kondisi operasi fluida, neraca bahan dan panas, diagram alir proses (*Process Flow Diagram*), spesifikasi *pressure vessel*, standar dan rekomendasi dari API RP 520 dan RP 521 serta beberapa referensi pendukung lainnya.

4.1.1 Diagram Alir Proses

Data diagram alir proses diambil berdasarkan tipikal PFD untuk pemisahan gas dan kondensat pada lapangan minyak dan gas bumi. Gambar 4.2 memperlihatkan diagram alir proses pemisahan gas dan kondensat.



Gambar 4.2 Diagram alir proses pemisahan gas kondensat

Gas dari sumur produksi mula-mula dialirkan ke separator tekanan tinggi (HP separator). Produk atas separator dikirim ke unit dehidrasi (DHP) sedangkan produk bawah separator diturunkan tekanannya dan dialirkan ke separator tekanan rendah (LP separator). Produk atas separator berupa gas digunakan untuk bahan bakar proses sedangkan produk bawahnya dikirim ke tangki penampungan kondensat.

4.1.2 Komposisi Gas Umpan

Dalam pembahasan ini, data gas umpan yang digunakan adalah data dari lapangan gas Pertamina di Propinsi Jambi. Lapangan tersebut saat ini sedang akan dikembangkan dan baru pada tahap *Plant of Development* (POD). Tabel 4.1 memperlihatkan komposisi dan kondisi operasi gas umpan dari lapangan Pertamina Suban.

Tabel 4.1 Komposisi dan Kondisi Operasi Gas Umpan

Komposisi	% Mol
CO ₂	1.27
N ₂	0.03
CH ₄	73.31
C ₂ H ₆	6.31
C ₃ H ₈	3.96
i-C ₄ H ₁₀	0.87
n-C ₄ H ₁₀	0.68
i-C ₅ H ₁₂	0.38
n-C ₅ H ₁₂	0.33
n-C ₆ H ₁₄	0.42
n-C ₇ H ₁₆	0.52
n-C ₈ H ₁₈	0.48
n-C ₉ H ₂₀	0.21
n-C ₁₀ H ₂₂	0.11
n-C ₁₁ H ₂₄	0.04
n-C ₁₂ H ₂₆	0.03
H ₂ O	11.05
Tekanan, Psig	250
Temperatur, °F	100
Laju Alir, MMscfd	15
Laju Massa, lb/hr	35.165

Sumber : Pertamina EP

4.1.3 Neraca Bahan dan Panas

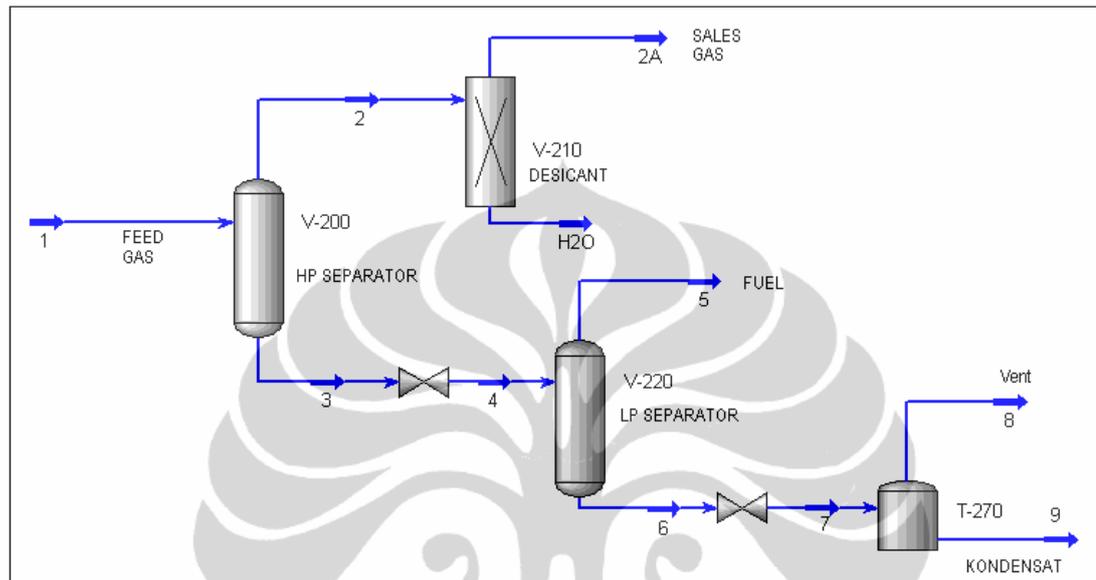
Neraca bahan dan panas untuk perhitungan kapasitas *relief valve* terdiri atas komposisi, laju alir, tekanan, temperatur berat molekul, rasio spesifikasi panas, spesifikasi gravity, kompresibilitas gas, panas penguapan, dan viskositas liquid. Neraca panas dan bahan diperoleh dari hasil simulasi proses dengan mengetahui terlebih dahulu diagram alir proses (PFD), komposisi, kondisi operasi dan laju alir gas umpan.

4.1.4 Speasifikasi *Pressure Vessel*

Speasifikasi *pressure vessel* diperoleh dari hasil hasil sizing melalui simulasi proses. Data spesifikasi peralatan yang dibutuhkan antara lain diameter dan panjang vessel, level cairan, tekanan dan temperatur desain, serta jenis material.

4.2 SIMULASI PROSES

Simulasi proses dilakukan untuk mendapatkan data-data neraca panas dan massa, sifat-sifat fluida dan spesifikasi *pressure vessel*. Gambar 4.3 memperlihatkan diagram alir proses simulasi.



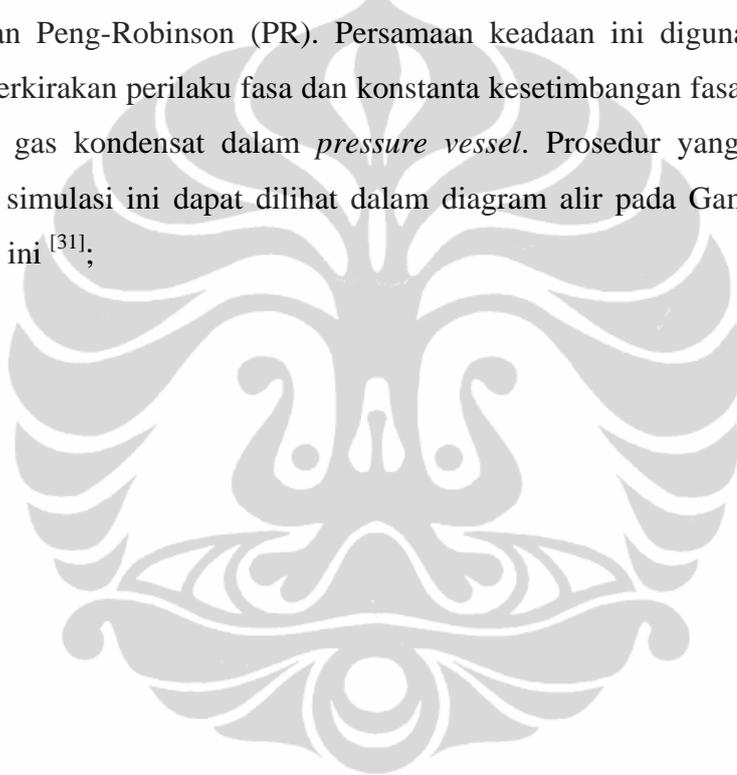
Gambar 4.3 Diagram alir simulasi proses pemisahan gas dan kondensat

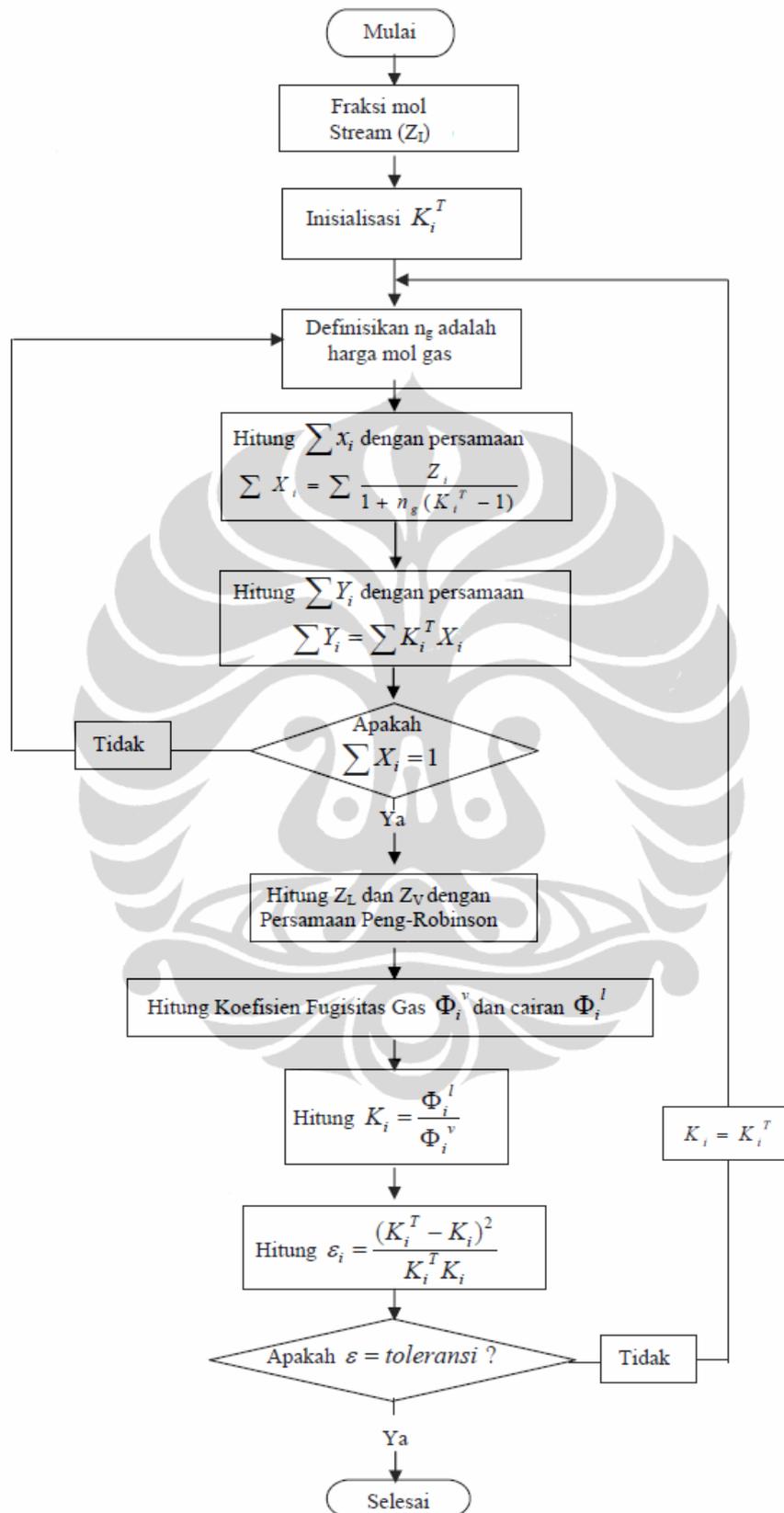
4.2.1 Metoda Termodinamika

Metoda termodinamika merupakan persamaan keadaan yang digunakan untuk memodelkan perilaku senyawa-senyawa yang terlibat dalam proses. Persamaan keadaan adalah suatu bentuk persamaan empiris yang menyatakan hubungan timbal balik antara tekanan, volume dan temperatur (PVT) baik dalam bentuk gas, cairan maupun padatan. Persamaan keadaan berbentuk kubik pertama sekali diperkenalkan oleh Van der Waals (1983) yang digunakan untuk menyatakan kesetimbangan dari fasa gas menuju cairan). Kemudian dikembangkan hubungan semi empiris untuk menyatakan sifat volumetris, sifat termodinamika dan kesetimbangan fasa dengan dukungan komputer. Modifikasi pertama yang dianggap paling berhasil adalah modifikasi Redlich dan Kwong. Kemudian dikembangkan lagi oleh Soave (1972) yang dikenal sebagai persamaan Soave-Redlich-Kwong (SRK-EOS), yang menghasilkan

kemampuan lebih baik dalam perhitungan terhadap konstanta kesetimbangan gas-cairan sistem hidrokarbon. Kelemahan SRK-EOS adalah penyimpangan yang besar dalam menghitung rapat massa atau densitas cairan. Kemudian Peng dan Robinson (1976) mengembangkan SRK-EOS yang memiliki ketepatan dalam memprediksi perilaku volumetris dan penentuan konstanta kesetimbangan komposisi fasa gas-cairan hidrokarbon.

Dalam simulasi pemisahan gas kondensat ini digunakan persamaan keadaan Peng-Robinson (PR). Persamaan keadaan ini digunakan untuk memperkirakan perilaku fasa dan konstanta kesetimbangan fasa gas-cairan sistem gas kondensat dalam *pressure vessel*. Prosedur yang dilakukan dalam simulasi ini dapat dilihat dalam diagram alir pada Gambar 4.4 di bawah ini^[31];





Gambar 4.4 Diagram alir model persamaan keadaan Peng–Robinson

4.2.2 Neraca Massa dan Panas

Neraca massa dan panas dalam simulasi dihasilkan dari adanya pemisahan senyawa-senyawa hidrokarbon dalam *vessel* akibat pengaruh tekanan dan temperatur fluida. Neraca massa dan panas dihitung tujuan untuk menyediakan data bagi keperluan perhitungan kapasitas *relief valve* dan juga untuk perhitungan spesifikasi dari *pressure vessel*.

Perhitungan neraca massa dilakukan berdasarkan jumlah mol aliran. Massa aliran diperoleh dari hasil kali jumlah mol aliran dengan berat molekulnya.

$$m = n \times \text{BM} \dots\dots\dots(4.1)$$

m = laju massa

n = laju mol

BM = Berat Molekul

Perhitungan jumlah mol dapat dilakukan dengan operasi penjumlahan dan pengurangan yang merupakan penggabungan dan pemisahan aliran. Pemisahan aliran dapat terjadi karena peristiwa kondensasi dan penguapan. Pada kondensasi, sebagian aliran gas akan berubah menjadi cair sedangkan pada penguapan, sebagian cairan berubah menjadi uap. Penentuan ada tidaknya proses kondensasi maupun penguapan dapat dilakukan dengan perhitungan titik embun uap dan titik didih cairan sedangkan penentuan besarnya fraksi hasil pemisahan dapat ditentukan dengan perhitungan flash. Perhitungan titik didih, titik embun, flash dan berat molekul aliran dalam perhitungan ini dilakukan dengan simulasi proses. Dasar perhitungan adalah;

- Titik didih cairan

$$\sum Z_i \times K_i = 1.0 \dots\dots\dots(4.2)$$

- Titik embun gas

$$\sum Z_i / K_i = 1.0 \dots\dots\dots(4.3)$$

- Penurunan tekanan (Flash) :

$$L_i = \frac{Z_i}{K_i(V/L) + 1} \dots\dots\dots(4.4)$$

- Berat Molekul :

$$BM = \frac{\sum Z_i x BM_i}{\sum Z_i} \dots\dots\dots(4.5)$$

Dimana;

Z_i = Fraksi mol komponen aliran umpan

K_i = Konstanta kesetimbangan uap-cair dari komponen

L_i = Fraksi mol komponen aliran uap

BM_i = Berat molekul komponen

V/L = Perbandingan fraksi mol uap dan cairan

Tabel 4.2 memperlihatkan neraca bahan dan panas yang dihasilkan dari simulasi proses:

Tabel 4.2 Neraca panas dan massa hasil simulasi

Name	1	2	3	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.88	1.00	0.00	0.01	1.00	0.00	0.01
Temperature [F]	100.00	99.64	99.64	98.11	98.11	98.11	96.25
Pressure [psig]	250	245	245	50	50	50	5
Molar Flow [MMSCFD]	15.00	13.13	1.87	1.87	0.03	1.85	1.85
Mass Flow [lb/hr]	35,165	29,218	5,947	5,947	77	5,870	5,870
Liquid Volume Flow [USGPM]	184.09	169.51	14.58	14.58	0.38	14.20	14.20
Molecular Weight	21.35	20.27	28.95	28.92	27.10	28.95	28.95
Z Factor		0.96			0.98		
Cp/Cv	1.22	1.31	1.09		1.21		
Heat of Vap. [Btu/lbmole]	9,898.90	6,025.52	21,729.46	25,113.16	8,967.15	20,800.81	23,520.89
Heat Flow [MMBtu/hr]	-76.39	-52.13	-24.25	-24.25	-0.12	-24.14	-24.14
Composition							
H2S	-	-	-	-	-	-	-
CO2	1.27	1.44	0.05	0.05	2.17	0.02	0.02
Nitrogen	0.03	0.04	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00
Methane	73.31	83.63	1.00	1.00	60.25	0.17	0.17
Ethane	6.31	7.15	0.40	0.40	14.27	0.20	0.20
Propane	3.96	4.41	0.77	0.77	12.69	0.61	0.61
i-Butane	0.87	0.94	0.38	0.38	2.96	0.34	0.34
n-Butane	0.68	0.72	0.40	0.40	2.31	0.37	0.37
i-Pentane	0.38	0.37	0.46	0.46	1.18	0.45	0.45
n-Pentane	0.33	0.31	0.50	0.50	0.97	0.49	0.49
n-Hexane	0.42	0.29	1.34	1.34	0.88	1.35	1.35
n-Heptane	0.52	0.21	2.69	2.69	0.60	2.72	2.72
n-Octane	0.48	0.09	3.21	3.21	0.25	3.25	3.25
n-Nonane	0.21	0.02	1.56	1.56	0.04	1.58	1.58
n-Decane	0.11	0.00	0.86	0.86	0.01	0.87	0.87
n-C11	0.04	0.00	0.32	0.32	0.00	0.32	0.32
H2O	11.05	0.38	85.82	85.82	1.39	87.01	87.01
C12+*	0.03	0.00	0.24	0.24	0.00	0.24	0.24

4.2.3 Sizing Vessel

Dalam pembahasan ini, peralatan yang akan diproteksi dengan *relief valve* adalah *pressure vessel*. Oleh karenanya dalam menentukan laju relieving terutama pada kondisi kebakaran (*fire*) diperlukan spesifikasi dari *pressure vessel* antara lain diameter, panjang, level cairan, dan tekanan desain. Sizing *pressure vessel* dilakukan dengan menggunakan simulasi proses.

4.3 ANALISIS PENYEBAB TERJADINYA OVERPRESSURE

Berdasarkan Diagram Alir Proses pada gambar 4.2 di atas, beberapa kemungkinan penyebab timbulnya *overpressure* dalam *pressure vessel* adalah sebagai berikut :

a. Kenaikkan input massa

Kenaikkan input massa dapat terjadi pada *Low Pressure Separator* (LP Separator). Kenaikkan input massa ini terjadi jika CV #2 gagal dan membuka penuh (*fails open*). Jika CV #2 gagal dan membuka penuh maka akan ada tambahan cairan yang masuk ke dalam LP separator. Jika inventory / cairan yang ada dalam HP separator lebih besar dari volume yang tersedia pada LP separator maka akan terjadi *overpressure* di dalam LP Separator. Jika LP separator masih dapat menampung semua cairan yang ada dalam HP Separator tersebut, tetap masih ada kemungkinan terjadi *overpressure* karena *high pressure vapors* yang dapat memasuki LP Separator melalui *control valve* yang terbuka penuh tersebut

b. Penurunan output massa

Penurunan output massa dapat terjadi baik pada *High Pressure Separator* (HP Separator) maupun *Low Pressure Separator* (LP Separator).

- HP Separator

- Jika CV #1 gagal dan menutup habis (*fails shut*) maka gas dalam HP Separator akan memenuhi volume yang tersisa yang akan mengakibatkan *overpressure*.

- Jika CV #2 gagal dan menutup habis (*fails shut*) maka cairan dalam HP Separator akan memenuhi volume yang tersisa yang akan mengakibatkan *overpressure*.
- LP Separator
 - Jika CV #3 gagal dan menutup habis (*fails shut*) maka gas dalam HP Separator akan memenuhi volume yang tersisa yang akan mengakibatkan *overpressure*.
 - Jika CV #4 gagal dan menutup habis (*fails shut*) maka cairan dalam LP Separator akan memenuhi volume yang tersisa yang akan mengakibatkan *overpressure*.
- c. Kenaikkan Input Panas

Jika terjadi kebakaran dekat dengan separator maka radiasi panasnya akan menguapkan cairan dalam separator sehingga menimbulkan *overpressure*.
- d. Penurunan Penghilangan Panas

Untuk *pressure vessel* kemungkinan ini tidak berlaku.

Dapat diikhtisarkan bahwa kemungkinan penyebab *overpressure* yang dapat terjadi dalam HP separator dan LP separator adalah sebagai berikut :

1. *Control valve* pada vapor outlet gagal dan menutup habis;
2. *Control valve* pada downstream dari separator gagal dan menutup habis
3. *Control valve* pada upstream dari LP separator gagal dan membuka penuh.
4. Terjadi kebakaran dekat separator

4.4 MENENTUKAN SET PRESURE

Set pressure dari *relief valve* dapat dihitung berdasarkan *Maximum Allowable Pressure Vessel* (MAWP) dari *pressure vessel*. *Set pressure* dari *relief valve* tidak boleh melebihi MAWP. Jika MAWP tidak diketahui, *set pressure* biasanya diambil sama dengan desain *pressure* karena *desain pressure* tidak pernah melebihi MAWP. Design *pressure* adalah tekanan maksimum yang mungkin akan dicapai selama pengoperasian *equipment* (*vessel / piping*) dan

digunakan sebagai basis untuk perancangan *equipment (vessel / piping)*. Ketebalan *vessel / piping* dihitung dengan menggunakan *design pressure*, dan hasil perhitungannya dicocokkan dengan standar ketebalan dan jenis material *vessel / piping* yang ada di pasaran. Untuk tiap jenis material dan ketebalannya, memiliki rentang operasi *pressure* dan temperatur maksimum yang berbeda-beda. *Maksimum pressure* inilah yg dinamakan MAWP. Karena itu, tekanan desain *biasanya* lebih kecil dari MAWP.

Untuk menentukan *design pressure* dari separator dapat digunakan acuan seperti diperlihatkan dalam Tabel 4.3 berikut;

Tabel 4.3 Penentuan tekanan desain

Operating Pressure	Minimum Differential Between Operating and MAWP
Less than 50 psig	10 psi
51 psig to 250 psig	25 psi
251 psig to 500 psig	10% of maximum operating pressure
501 psig to 1000 psig	50 psi
1001 psig and higher	5% of maximum operating pressure

Berdasarkan tabel 4.3 di atas, tekanan desain untuk HP separator adalah $P_d = 250 \times 1.1 = 275$ Psig dan tekanan desain untuk LP separator adalah $P_d = 50 + 25 = 75$ psig. Mengingat *design pressure* tidak pernah melebihi MAWP maka *set pressure* diambil sama dengan *design pressure* tersebut.

4.5 MENGHITUNG TEKANAN PADA KONDISI *RELIEVING*

Dari ASME Code Section VIII-D4 I mengenai *pressure vessel* diberikan dua ketentuan mengenai tekanan pada saat *relieving* :

(a) Untuk *non fire hazard*, maksimum *overpressure* yang diijinkan adalah 10% dari *set pressure*.

- HP Separator
 $P_{acc} = 1.1 \times (275 \text{ psig}) + 14.7 = 317.2 \text{ psia}$
- LP Separator
 $P_{acc} = 1.1 \times (175 \text{ psig}) + 14.7 = 97.2 \text{ psia}$

(b) Untuk non fire hazard, maksimum *overpressure* yang diijinkan adalah 21% dari set pressure.

- HP Separator

$$P_{acc} = 1.21 \times (275 \text{ psig}) + 14.7 = 347.45 \text{ psia}$$

- LP Separator

$$P_{acc} = 1.21 \times (50 \text{ psig}) + 14.7 = 105.45 \text{ psia}$$

4.6 MENGHITUNG LAJU *RELIEVING*

Untuk masing-masing kemungkinan terjadinya penyebab *overpressure*, dihitung laju *relieving*-nya.

4.6.1 HP Separator

- Kemungkinan I : Control valve (CV #1) pada vapor outlet gagal dan menutup habis.

Dari neraca bahan diketahui bahwa normal flow yang keluar melalui CV #1 adalah 29.218 lb/hr. Dianggap liquid control valve #2 dapat mengalirkan liquid pada normal rate pada kondisi relieving yaitu 14,58 gpm atau 5947 lb/hr, maka kapasitas relieving adalah sebagai berikut;

$$W_{rel} = W_{in} - W_{out}$$

$$W_{in} = 35.165 \text{ lb/hr}$$

$$W_{out} = 5947 \text{ lb/hr}$$

$$W_{rel} = 35.165 \text{ lb/hr} - 5947 \text{ lb/hr}$$

$$= 29.218 \text{ lb/hr}$$

- Kemungkinan II : Control valve (CV #2) pada vapor outlet gagal dan menutup habis.

Dianggap *vapor control valve* #1 dapat mengalirkan vapor pada normal rate pada kondisi relieving yaitu 29.218 lb/hr, maka kapasitas relieving adalah sebagai berikut;

$$W_{rel} = W_{in} - W_{out}$$

$$W_{in} = 35.165 \text{ lb/hr}$$

$$W_{out} = 29.218 \text{ lb/hr}$$

$$W_{rel} = 35.165 \text{ lb/hr} - 29.218 \text{ lb/hr}$$

$$= 5.947 \text{ lb/hr}$$

$$= 14,58 \text{ gpm}$$

▪ Kemungkinan III : Fire

Dalam menghitung laju relieving karena adanya api di sekitar vessel, terlebih dahulu harus dihitung luas area vessel yang terbasahi oleh cairan.

Data Fluida :

- Fluida : Natural Gas
- Kapasitas vapor : 35.165 lb/hr
- *Set pressure* : 275 psig
- *Back pressure* : Atmospheric
- *Inlet Relieving Temperature* : 100 F
- *Molecular weight* : 99.64
- *Laten heat* : 336 btu/lb

Data Vessel :

- Diameter (D) : 3.5 ft
- Panjang (L) : 6.5 ft
- Elevasi (H) : 7.5 ft
- Level cairan maksimum (F) : 1.5 ft
- Type : *Cylindrical with spherical ends*
- Orientasi : *Horizontal*
- Insulasi : Tidak ada

Dari persamaan pada gambar 2.17 diperoleh :

$$K_1 = (H+F)$$

$$= 7.5 + 1.5$$

$$= 9 \text{ ft}$$

$$K_1 < 25 \text{ ft} \text{ oleh karenanya } K = K_1 = 9 \text{ ft}$$

$$E_1 = K - H$$

$$= 9 - 7.5$$

$$= 1.5 \text{ ft}$$

Karena $E1 > 0$ maka $E = E1 = 1.5 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} B &= \cos^{-1} [1 - (2) (1.5) / (3.5)] \\ &= \cos^{-1} (-0.143) \\ &= 81.79^\circ \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 2.20 diperoleh luas area basah sebagai berikut;

$$\begin{aligned} A_{\text{wet}} &= \pi (D) \{E + [(L - D)(B)] / 180\} \\ &= (22/7)(3.5) \{1.5 + [(6.5 - 3.5)(81.79)]/180\} \\ &= 31.49 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung panas yang diserap oleh cairan dalam vessel (Q) :

Formula untuk menghitung panas yang diserap oleh cairan dalam vessel menggunakan persamaan (2.17);

$$Q = 21000 FA^{0.82}$$

Karena vessel tidak diinsulasi maka $F = 1$ (Tabel 2.8)

$$\begin{aligned} Q &= 21000 (1)(31.49)^{0.82} \\ &= 355.403 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

Konversikan heat input tersebut menjadi mass rate :

$$\begin{aligned} W &= Q/H_{\text{vap}} \\ H_{\text{vap}} &= 751 \text{ Btu/lb (dari hasil simulasi)} \\ W &= 355.403 / 751 \\ &= 473 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

4.6.2 LP Separator

- Kemungkinan I: Control valve (CV #2) gagal dan membuka penuh.

Menghitung CV = flow coefficient pada kondisi normal :

$$Cv = Q \frac{\sqrt{SG}}{\Delta P} \dots\dots\dots(4.1)$$

$$Q = \text{Flow liquid melalui CV} = 14.58 \text{ gpm}$$

$$SG = 0.81$$

$$\Delta P = \text{Pressure drop pada CV} = 250 - 50 = 200 \text{ psi}$$

$$C_v = 14.58 \frac{\sqrt{0.81}}{200} = 0.928$$

CV *control valve* pada saat *relief valve* bekerja pada kondisi maksimum flow adalah 2 x CV pada kondisi normal flow sehingga :

$$\begin{aligned} C_{V_{relieving}} &= 2 \times 0.928 \\ &= 1.86 \end{aligned}$$

Bulatkan keatas harga CV berdasarkan tabel CV pada daftar *Manufacture Standard Size* dari *control valve*, didapat :

$$C_v = 2$$

Berdasarkan $C_v = 2$ ini dihitung liquid flow melalui control valve pada kondisi relieving.

$$C_v = 2$$

Q = belum diketahui

$$SG = 0.81$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= \text{Upstream pressure C.V} - \text{pressure kondisi relieving} \\ &= (250 + 14.7) - 97.20 \\ &= 167.2 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= 2 \frac{\sqrt{167.2}}{0.81} \\ &= 28.76 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Dari material balances diketahui $Q_{out} = 14.2$ gpm sehingga dapat diketahui kapasitas liquid relieving sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Q_{rel} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= 28.76 - 14.2 \\ &= 14.57 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Menghitung *vapor flow* melalui inlet CV #2 dihitung berdasarkan rumus :

$$C_v = \frac{W}{2.24 P_1 \sqrt{SG}}$$

C_v = flow coefficient

P_1 = upstream pressure

W = vapor flow, lb/hr

$SG = \text{specific gravity liquid pada flowing temperature}$

Dengan memakai data kondisi relieving tersebut diatas :

$$C_v = 0.5$$

$W = \text{belum diketahui}$

$$P_1 = 264.7 \text{ psia}$$

$$SG = 0.81$$

$$\begin{aligned} W_{in} &= 2 (2.24) (264.7)(0.81)^{0.5} \\ &= 1.008 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

Dari material balance diketahui vapor outlet pada LP separator adalah

$$W_{out} = 77.23 \text{ lb/hr}$$

Maka kapasitas relieving untuk vapor :

$$\begin{aligned} W_{rel} &= W_{in} - W_{out} \\ &= 1008 - 77.23 = 931 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

- **Kemungkinan II** : Control valve (CV #4) gagal dan menutup penuh.

Dari material balances diketahui Normal Liquid Flow ke dalam LP Separator adalah :

$$\begin{aligned} \text{Liquid} &= 14.97 \text{ gpm} \\ &= 5870 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

Dianggap control valve dapat mengalirkan normal vapor rate selama kondisi relieving.

Dihitung kapasitas relieving berdasarkan :

Akumulasi = Aliran masuk – aliran keluar

$$Q_{rel} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$Q_{in} = 14.19 \text{ gpm}$$

$$Q_{out} = 0 \text{ (valve gagal dan menutup penuh)}$$

$$Q_{rel} = 14.19 - 0 = 14.19 \text{ gpm}$$

- **Kemungkinan III** : Control valve (CV #3) gagal dan menutup penuh.

Dari material balances diketahui Normal Vapor Flow ke dalam LP Separator adalah :

$$\text{Vapor} = 77.23 \text{ lb/hr}$$

Dianggap control valve dapat mengalirkan normal vapor rate selama kondisi relieving.

Dihitung kapasitas relieving berdasarkan :

Akumulasi = Aliran masuk – aliran keluar

$$Q_{rel} = Q_{in} - Q_{out}$$

$$Q_{in} = 77.23 \text{ gpm}$$

$$Q_{out} = 0 \text{ (valve gagal dan menutup penuh)}$$

$$Q_{rel} = 77.23 - 0 = 77.23 \text{ lb/hr}$$

▪ **Kemungkinan IV : Fire**

Menghitung area permukaan basah dari HP Separator :

$$A_{wet} = \pi (D) \{ E + [(L-D)(B)] / 180 \} \dots\dots\dots(4.1)$$

$$A_{wet} = \text{Wetted area, ft}^2$$

$$E = \text{Effective liquid level, ft}$$

$$D = \text{Vessel diameter, ft}$$

$$B = \text{Effective liquid level angle, degrees}$$

$$= \cos^{-1} [1 - (2)(E)/(D)]$$

$$L = \text{Vessel end to end length, ft}$$

Gambar berikut memperlihatkan metodologi perhitungan luas area permukaan basah dari vessel :

Dimana :

$$K = \text{Total tinggi permukaan cairan efektif, ft}$$

$$K_1 = \text{Total tinggi permukaan cairan, ft}$$

$$H = \text{elevasi vessel, ft}$$

$$F = \text{kedalaman cairan dalam vessel, ft}$$

$$E = \text{level cairan efektif, ft}$$

$$E_1 = \text{level cairan awal}$$

$$E_s = \text{level cairan spherical efektif, ft}$$

Data Fluida :

- Fluida : Natural Gas
- Kapasitas vapor : 5.947 lb/hr
- Set pressure : 75 psig

- Back pressure : Atmospheric
- Inlet Relieving Temperature : 98 F
- Molecular weight : 28,95
- Laten heat :

Data Vessel :

- Diameter (D) : 3 ft
- Panjang (L) : 8.5 ft
- Elevasi (H) : 7.5 ft
- Level cairan maksimum (F) : 3.42 ft
- Type : *Cylindrical with spherical ends*
- Orientasi : *Vertical*
- Insulasi : Tidak ada

Dari persamaan pada gambar 4.4 diperoleh :

$$\begin{aligned} K_1 &= (H+F) \\ &= 7.5 + 3.42 \\ &= 10.92 \text{ ft} \end{aligned}$$

$K_1 < 25 \text{ ft}$ oleh karenanya $K = K_1 = 10.92 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} E_1 &= K - H \\ &= 10.92 - 7.5 \\ &= 3.42 \text{ ft} \end{aligned}$$

Karena $E_1 > 0$ maka $E = E_1 = 3.42 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} A_{\text{wet}} &= \pi (E) (D) \\ &= (22/7)(3.42)(2) \\ &= 32.25 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Q :

$$Q = 21000 F A^{0.82}$$

Dimana :

Q = total panas yang diserap ke permukaan basah, btu/hr

F = faktor lingkungan (tabel)

A = luas area permukaan basah

Karena vessel tidak diinsulasi maka $F = 1$

$$Q = 21000 (1)(32.25)^{0.82}$$

$$= 262421 \text{ Btu/hr}$$

Konversikan heat input tersebut menjadi mass rate :

$$W = Q/H_{\text{vap}}$$

$$H_{\text{vap}} = 336 \text{ Btu/lb (dari hasil simulasi)}$$

$$W = 217375 / 336$$

$$= 718 \text{ lb/hr}$$

$$W_{\text{rel}} = W_{\text{in}} - W_{\text{out}}$$

$$= 504 \text{ lb/hr}$$

Berdasarkan perhitungan kapasitas relieving di atas maka dibuat ikhtisar seperti diperlihatkan dalam Tabel 4.4 berikut;

Tabel 4.4 Ikhtisar hasil perhitungan laju *relieving*

Kemungkinan	Kapasitas relieving HP Separator	
	Liquid	Vapor
	(gpm)	(lb/hr)
1. CV #1 fail open		29,218
2. CV #2 fail open	14.58	
3. Fire		473
Kemungkinan	Kapasitas relieving LP Separator	
	Liquid	Vapor
	(gpm)	(lb/hr)
1. CV #2 fails closed	14.57	931
2. CV #3 fail open		77.23
3. CV #4 fail open	14.19	
4. Fire		504

4.7 MENGHITUNG LUAS AREA *ORIFICE*

Berdasarkan kapasitas relieving tersebut dihitung *orifice area* dari *relief valve* yang diperlukan untuk tiap kemungkinan dengan menggunakan formula-formula untuk vapor dan liquid seperti yang telah dibahas sebelumnya;

4.7.1 HP Separator

- Kemungkinan I : Control valve (CV #1) gagal dan menutup habis. Diasumsikan bahwa jenis relief valve yang akan dipasang adalah *single relief valve* dengan tipe konvensional.

$$A = \frac{W\sqrt{TZ}}{CK_d P_1 K_b K_c \sqrt{M}}$$

$$W = 52582 \text{ lb/hr}$$

$$T = \text{Suhu inlet vapor} = 100 + 460 = 560 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Z = \text{Compressibility Factor inlet vapor} = 0.95$$

C = Coeficient yang ditentukan Cp/Cv pada keadaan standar. Dari hasil

simulasi diperoleh Cp/Cv = 1.309 sehingga berdasarkan Tabel 3.6

nilai C diambil = 348

$$K = 0.975$$

K_b = Capacity correction factor yang disebabkan oleh *back pressure*.

Untuk 10% back pressure, $K_b = 1$.

P_1 = *Relieving pressure*, psia

$$= 1.1 \times 275 + 14.7$$

$$= 317.2 \text{ psia}$$

$$M = 20.26$$

K_c = Faktor kombinasi

= 1 (single relief valve)

$$A = \frac{29218 \sqrt{(560)(0.95)}}{(348)(0.975)(317.2)(1) \sqrt{20.26}}$$

$$A = 1.391 \text{ in}^2$$

- Kemungkinan II : Control valve upstream (C.V.#2) gagal dan menutup habis.

$$A = \frac{Q\sqrt{G}}{38K \cdot K_p \cdot K_w \cdot K_v K_c \sqrt{1.25P - P_b}}$$

Dimana :

$$A = \text{orifice area, in}^2$$

$$Q = 14.58 \text{ gpm}$$

SG = specific gravity liquid pada suhu aliran = 0.81

K = *coeficient discharge*, umumnya ambil 0.65 (single relief valve).

K_p = *capacity correction factor* karena adanya overpressure
= 0.6 untuk 10% overpressure.

K_w = *capacity correction factor* karena adanya back pressure. Untuk tipe non-balanced (konvensional) $K_w = 1$ sedangkan untuk tipe *balanced*, K_w didapatkan dari Gambar 2.14.

K_v = *capacity correction factor viscosity*. Nilai K_v didapat dari gambar 3.15. Didalam perhitungan pada industri perminyakan, faktor ini tidak banyak berpengaruh sehingga umumnya $K_v = 1$.

P = *set pressure*, psig
= 275 psig

P_b = *back pressure*
= 0 psig

$K_c = 1$ (*single relief valve*)

$$A = \frac{14.58\sqrt{0.81}}{38(0.65)(0.6).(1)(1)(1)\sqrt{1.25(275) - (0)}}$$

$$A = 0.049 \text{ in}^2$$

- Kemungkinan III : Adanya api di sekitar vessel

$$A = \frac{W\sqrt{TZ}}{CK_d P_1 K_b K_c \sqrt{M}}$$

$$W = 473.24 \text{ lb/hr}$$

$$T = \text{Suhu api} = 510 + 460 = 970 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$Z = 0.947$$

$$C = 337.24$$

$$K_d = 0.975$$

$$K_b = 1$$

$$K_c = 1$$

P_1 = Upstream pressure, psia

$$= 1.1 \times 275 + 14.7$$

$$= 317.2 \text{ psia}$$

$$M = 28.92$$

$$A = \frac{473.24 \sqrt{(970)(0.947)}}{(337.24)(0.975)(317.2)(1)(1) \sqrt{28.92}}$$

$$A = 0.02557 \text{ in}^2$$

4.7.2 LP Separator

- Kemungkinan I: Control valve (CV #2) gagal dan membuka penuh

Vapor:

$$A = \frac{W \sqrt{TZ}}{CK_d P_1 K_b K_c \sqrt{M}}$$

$$W = 930 \text{ lb/hr}$$

$$T = \text{Suhu inlet vapor} = 98 + 460 = 558 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Z = \text{Compressibility Factor inlet vapor} = 0.96$$

C = Coeficient yang ditentukan C_p/C_v pada keadaan standar. Dari hasil simulasi diperoleh $C_p/C_v = 1.21$ sehingga C diambil = 338

$$K_d = 0.975$$

K_b = Capacity correction factor yang disebabkan oleh back pressure.

Untuk atmospheric back pressure $K_b = 1$.

P_1 = *Relieving pressure*, psia

$$= 1.1 \times 75 + 14.7$$

$$= 97.2 \text{ psia}$$

$$M = 28.92$$

$$K_c = 1$$

$$A = \frac{930 \sqrt{(558)(0.96)}}{(338)(0.975)(97.2)(1)(1) \sqrt{28.92}}$$

$$A = 0.125 \text{ in}^2$$

Liquid

$$A = \frac{Q\sqrt{SG}}{38K_d \cdot K_p \cdot K_w \cdot K_v K_c \sqrt{1.25P - P_b}}$$

Dimana :

$$Q = 14.57 \text{ gpm}$$

$$SG = 0.81$$

$$K_d = 0.65$$

$$K_p = 0.606 \text{ (10\% overpressure)}$$

$$K_v = 1$$

$$P = 75 \text{ psig}$$

$$P_b = \text{back pressure}$$

$$= 0 \text{ psig}$$

$$K_c = 1$$

$$A = \frac{2.59\sqrt{0.81}}{38(0.65)(0.6).(1)(1)\sqrt{1.25(75) - (0)}}$$

$$A = \mathbf{0.09046 \text{ in}^2}$$

- Kemungkinan II: Control valve (CV #3) gagal dan menutup penuh

$$A = \frac{W\sqrt{TZ}}{CKP_1 K_b \sqrt{M}}$$

$$W = 77.23 \text{ lb/hr}$$

$$T = \text{Suhu inlet vapor} = 98 + 460 = 558 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Z = \text{Compressibility Factor inlet vapor} = 0.96$$

C = Coeficient yang ditentukan Cp/Cv pada keadaan standar. Dari hasil

simulasi diperoleh Cp/Cv = 1.216 sehingga C diambil = 338

$$K_d = 0.975$$

K_b = Capacity correction factor yang disebabkan oleh *back pressure*.

Untuk 10% *back pressure* $K_b = 1$.

$$K_c = 1$$

$$P_1 = \text{Upstream pressure, psia}$$

$$= 1.1 \times 75 + 14.7$$

$$= 97.2 \text{ psia}$$

$$M = 27.1$$

$$A = \frac{77.23\sqrt{(558)(0.96)}}{(338)(0.975)(97.2)(1)(1)\sqrt{27.1}}$$

$$A = 0.0104 \text{ in}^2$$

- Kemungkinan III : Control valve (CV #4) gagal dan menutup penuh

$$A = \frac{Q\sqrt{SG}}{38K_p K_w K_v \sqrt{1.25P - P_b}}$$

Dimana :

$$Q = 14.19 \text{ gpm}$$

$$SG = 0.82$$

$$K = 0.65$$

$$K_p = 0.606 \text{ (10\% overpressure)}$$

$$K_v = 1$$

$$K_c = 1$$

$$P = 75 \text{ psig}$$

$$P_b = \text{back pressure}$$

$$= 0 \text{ psig}$$

$$A = \frac{14.19\sqrt{0.82}}{38(0.65)(0.606).(1)(1)(1)\sqrt{1.25(75) - (0)}}$$

$$A = 0.08866 \text{ in}^2$$

- Kemungkinan 4 : Adanya api di sekitar vessel

$$A = \frac{W\sqrt{TZ}}{CK_d P_1 K_b K_c \sqrt{M}}$$

$$W = 504.41 \text{ lb/hr}$$

$$T = \text{Suhu api} = 510 + 460 = 970 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$Z = 0.947$$

$$C = 337.24$$

$$K = 0.975$$

$$K_b = 1$$

$$K_c = 1$$

$$P_1 = \text{Relieving pressure, psia}$$

$$= 1.1 \times 75 + 14.7$$

$$= 97.2 \text{ psia}$$

$$M = 28.92$$

$$A = \frac{504\sqrt{(970)(0.947)}}{(337)(0.975)(97.2)(1)(1)\sqrt{28.95}}$$

$$A = 0.088939 \text{ in}^2$$

Berdasarkan perhitungan luas area orifice di atas maka dibuat ikhtisar sebagaimana dalam Tabel 4.5 berikut;

Tabel 4.5 Ikhtisar hasil perhitungan luas area *orifice*

Kemungkinan	Luas Area Orifice (HP Separator) in ²	
	Liquid	Vapor
1. CV #1 fail open		1.39
2. CV #2 fail open	0.049	
3. Fire		0.02557
Kemungkinan	Luas Area Orifice (LP Separator) in ²	
	Liquid	Vapor
1. CV #2 fails closed	0.0905	0.125
2. CV #3 fail open		0.0104
3. CV #4 fail open	0.0887	
4. Fire		0.0857

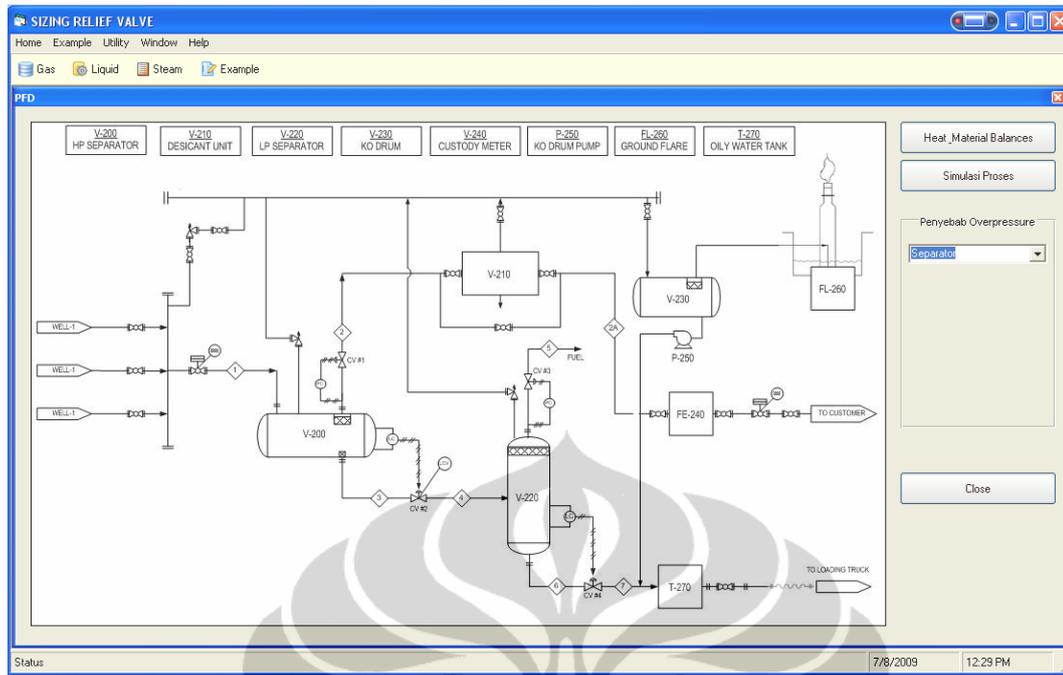
Berdasarkan hasil perhitungan tersebut di atas maka luas area *orifice* minimum dari *relief valve* yang akan dipasang pada HP separator adalah 1.39 in² sedangkan luas area orifice minimum dari relief valve yang akan dipasang pada LP separator adalah 0.125 in². Dari data manufaktur seperti diperlihatkan dalam Tabel 2.4 maka diambil valve tipe “G” untuk HP separator dan valve tipe “E” untuk LP separator.

4.8 PEMROGRAMAN VISUAL BASIC

Software mengenai sizing *relief valve* telah banyak beredar, namun perangkat lunak tersebut hanya terbatas untuk melakukan sizing *relief valve* pada satu kondisi tertentu dalam arti bahwa software tersebut hanya dapat digunakan untuk melakukan sizing jika berbagai variabelnya telah diketahui. Untuk mempermudah dalam melakukan analisis penyebab *overpressure* serta melakukan sizing secara akurat dengan menghitung terlebih dahulu laju relieving pada berbagai penyebab terjadinya *overpressure* maka dalam penulias mencoba membuat suatu program analisis dan perhitungan kapasitas dan luas area orifice dari suatu relief valve dalam suatu sistem proses pemisahan gas dan kondensat dengan menggunakan separator dengan menggunakan perangkat lunak ini dibuat dengan menggunakan Visual Basic 6. salah satu alasan digunakannya Visual Basic adalah karena perangkat lunak tersebut mudah digunakan dan *user friendly*. Dalam program ini terdapat dua bagian besar yaitu program untuk analisis dan perhitungan kapasitas *relief valve* serta database untuk alat bantu dalam perhitungan tersebut.

4.8.1 Analisis *Overpressure* dan Perhitungan Kapasitas *Relief Valve*

Program ini ditujukan untuk mempermudah dalam menganalisis *overpressure* pada suatu peralatan proses serta untuk menghitung secara akurat kapasitas dan luas area orifice yang dibutuhkan dari relief valve. Dalam tesis ini, diambil studi kasus peralatan pressure vessel pada proses pemisahan gas kondensat yang umum ditemui di lapangan minyak dan gas bumi. Gambar 4.5 berikut memperlihatkan tampilan utama program *Analisis Overpressure* dan Perhitungan Kapasitas *Relief Valve* dengan menggunakan visual basic:

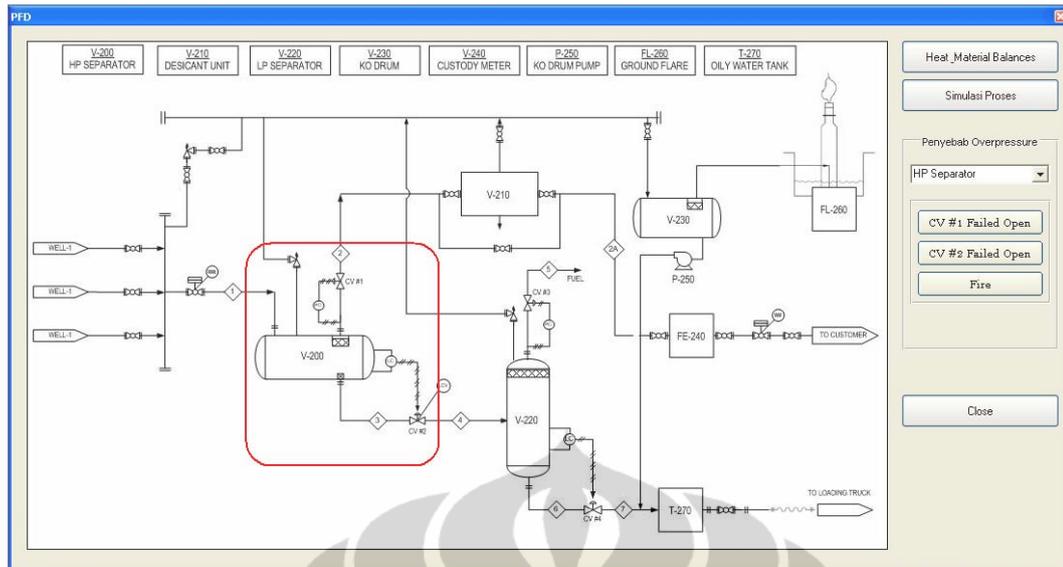


Gambar 4.5 Tampilan utama program visual basic

Dalam tampilan di atas terdapat tabel *material balances* dan *properties* dari gas umpan. *Material balances* dan *properties* gas umpan ini dapat diedit sesuai dengan angka yang dikehendaki. Selain itu terdapat pilihan analisis separator apakah HP separator atau LP separator.

A. HP Separator

Untuk melakukan analisis dan perhitungan *relief valve* pada HP separator, pilih HP separator pada ComboBox. Gambar 4.6 memperlihatkan tampilan program jika dipilih HP separator;



Gambar 4.6 Tampilan program untuk HP separator

Dalam tampilan tersebut di atas terdapat pilihan beberapa penyebab terjadinya *overpressure* pada HP separator yaitu :

- Jika diklik pada menu “CV #1 gagal dan menutup penuh” maka akan muncul tampilan program seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.7 berikut;

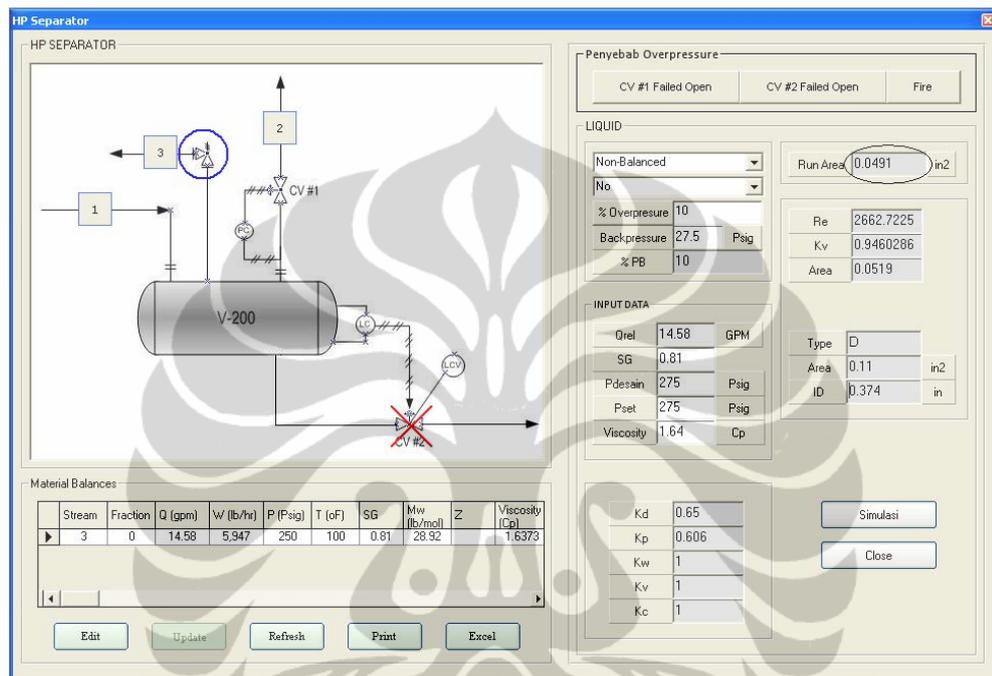
Stream	Fraction	Q (gpm)	W (lb/hr)	P (Psig)	T (oF)	SG	Mw (lb/mol)	Z	Viscosity (Cp)
2	1		29,218	250	100	0.7	20.26	0.947	

INPUT DATA		OUTPUT	
Wrel	29,218.00 lb/hr	Kd	0.975
Trel	100.00 F	C	348.84306
Z	0.95	Kb	1
Mw	20.26 lb/mol	Kc	1
Cp/Cv	1.32	Run	1.387773 in2
Rc	0.59	Type	K
Pdes	275 Psig	Area	1.84 in2
Pset	275 Psig	ID	1.530300 in
Prel	317.2 Psi	Max Flow	38739.10 lb/hr
Pcf	187.148		

Gambar 4.7 Tampilan program pada menu “CV #1 gagal dan menutup penuh”

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving sebesar vapor 29,218 lb/hr dan luas area minimum orifice yang dibutuhkan 1.388 in².

- Jika diklik pada menu “CV #2 gagal dan menutup penuh” maka akan muncul tampilan program seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.8 berikut;



Gambar 4.8 Tampilan program pada menu “CV #2 gagal dan menutup penuh”

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving sebesar vapor 14,58 gpm dan luas area *minimum orifice* yang dibutuhkan 0.0491 in².

- Jika diklik pada menu “Fire” maka akan muncul tampilan program seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.9 berikut;

Dimensi Separator

Nama	L	D	H	F
HP Separator	6.5	3.5	7.5	1.5

Separator: HP Separator | Jenis Vessel: Horizontal

Spesifikasi Vessel

Diameter (D)	3.5	ft
Panjang (L)	6.5	ft
Elevasi (H)	7.50	ft
Max Liquid Level (F)	1.50	ft
Run K1=H+F	9	ft
K	9	ft
E1=K-H	1.5	ft
E	1.5	ft

Run Cos (B)	0.14285714	
B	81.79	
Run A	31.49	ft ²
F	1	
Run Q	355402.83	Btu/hr
Hvap	751	Btu/lb
Run W	473.24	lb/hr

Material Balances

Stream	Fraction	Liquid	Mass	P	T	SG	Mw	Z
1	0.875		36185	250	100	0.736	21.35	
2	1		29218	250	100	0.7	20.26	
3	0	14.58	5947	250	100	0.81	28.92	
4	0.01386	14.58	5947	50	98.11	0.81	28.92	

HP SEPARATOR

Non-Balanced: [No]

% Overpressure: 10

Total Backpressure: Atmosferik | 0 | Psig

% Backpressure: 0

INPUT DATA

Wrel	473.24	lb/hr
T	510	F
Z	0.947	
Mw	28.92	lb/mol
Cp/Cv	1.2	
Pdes	275	Psig
Rc	0.59	
Pset	275	Psig
Prel	317.2	Psi
Pcf	187.148	

Critical Flow

OUTPUT

Kd	0.975	
C	337.23620	
Kb	1	
Kc	1	
Run	0.025572	in ²
Type	D	
Area	0.11	in ²
ID	0.374165	in
Max Flow	2035.679	lb/hr

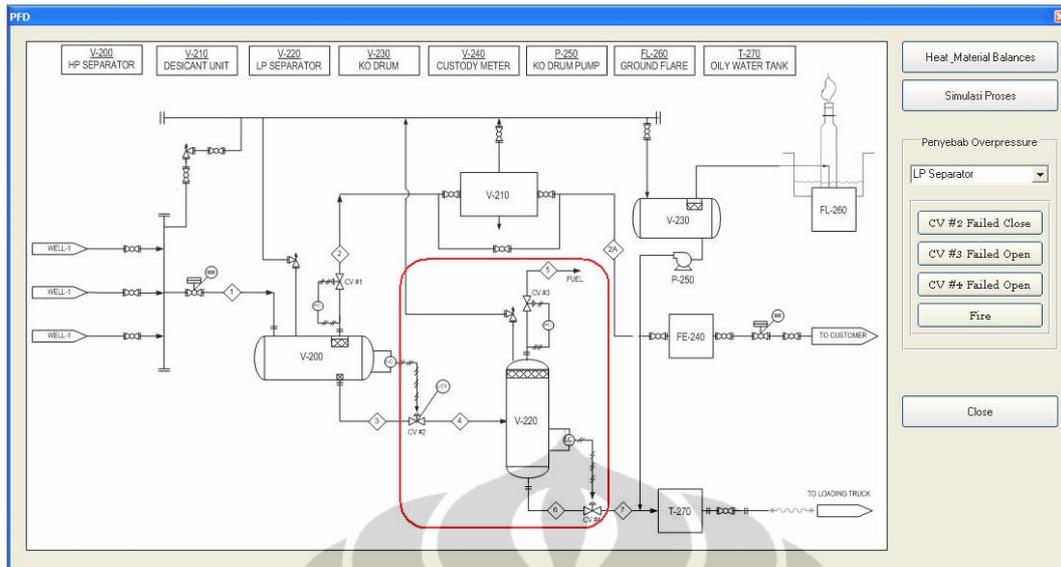
Buttons: Simulasi, Close

Gambar 4.9 Tampilan program pada menu “Fire” untuk HP separator

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving sebesar vapor 473 lb/hr dan luas area *minimum orifice* yang dibutuhkan 0.025572 in². Angka-angka yang berada pada inputan data dapat dirubah sesuai dengan data yang dikehendaki. Selain itu terdapat pilihan jenis relief valve dan pemasangan rupture disk. Untuk back pressure dan overpressure menggunakan angka default sebesar 10%.

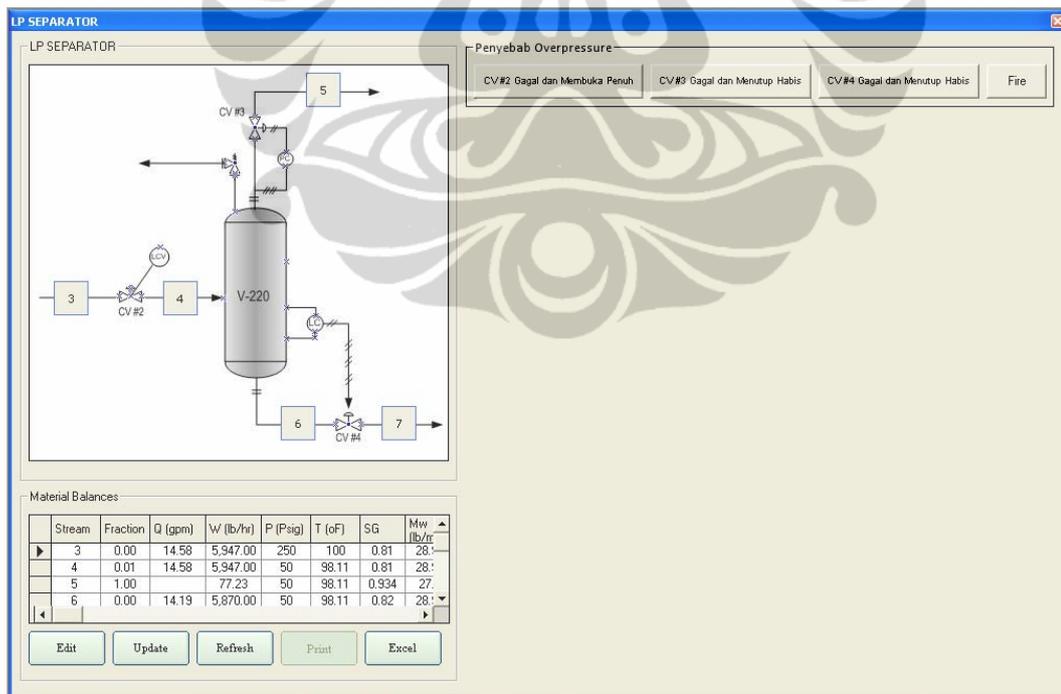
B. LP Separator

Untuk melakukan analisis dan perhitungan *relief valve* pada LP separator, pilih LP separator pada ComboBox. Setelah dipilih LP separator maka akan muncul tampilan sebagai berikut;



Gambar 4.10 Tampilan program jika dipilih LP separator

Jika ingin melakukan perhitungan *sizing relief valve*, klik pada tombol “calculate” yang ada pada gambar LP separator. Setelah diklik akan muncul tampilan sebagai berikut;

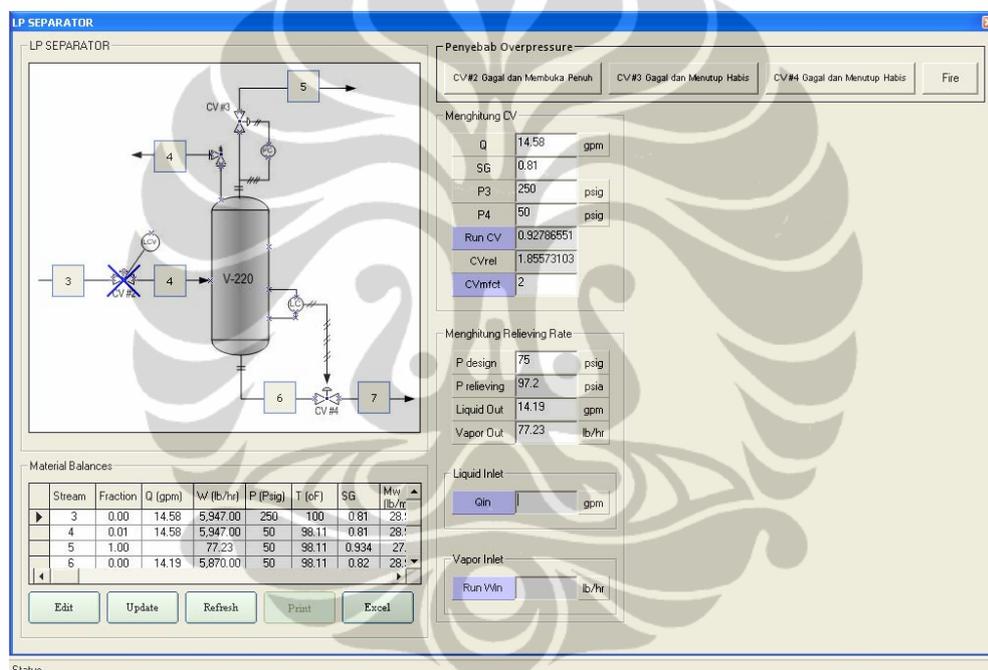


Gambar 4.11 Tampilan utama untuk LP separator

Dalam tampilan tersebut terdapat beberapa menu pilihan untuk perhitungan *sizing relief valve* yaitu;

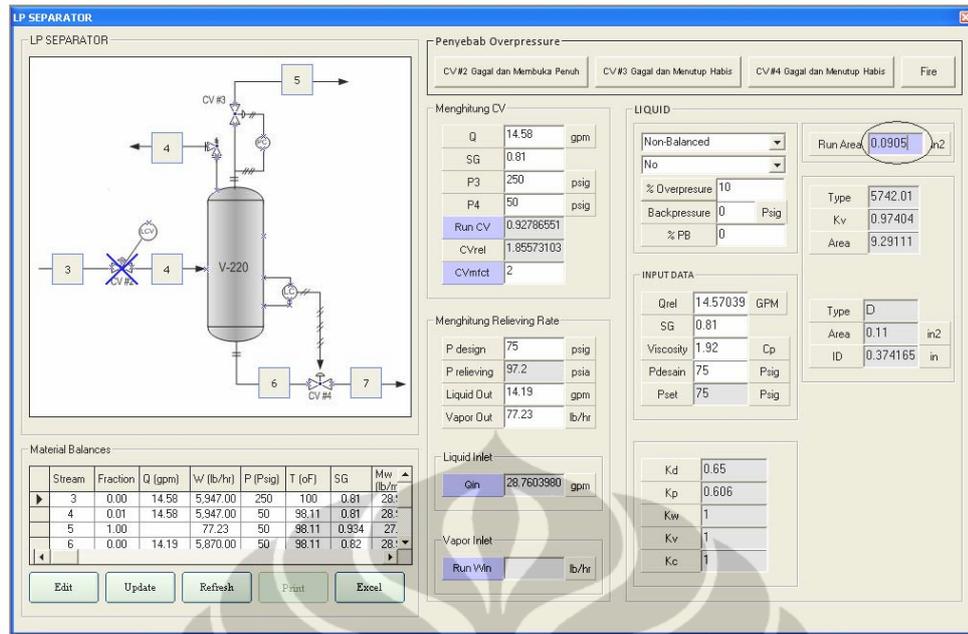
- Jika CV#2 gagal dan membuka penuh
- Jika CV#3 gagal dan menutup habis
- Jika CV#4 gagal dan menutup habis
- Jika terdapat api di sekitar vessel
- CV#2 gagal dan membuka penuh

Untuk melakukan perhitungan sizing *relief valve* pada LP separator akibat kegagalan *control valve* 2 (CV #2) maka klik pada menu tersebut. Setelah diklik akan muncul tampilan seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.12 berikut;



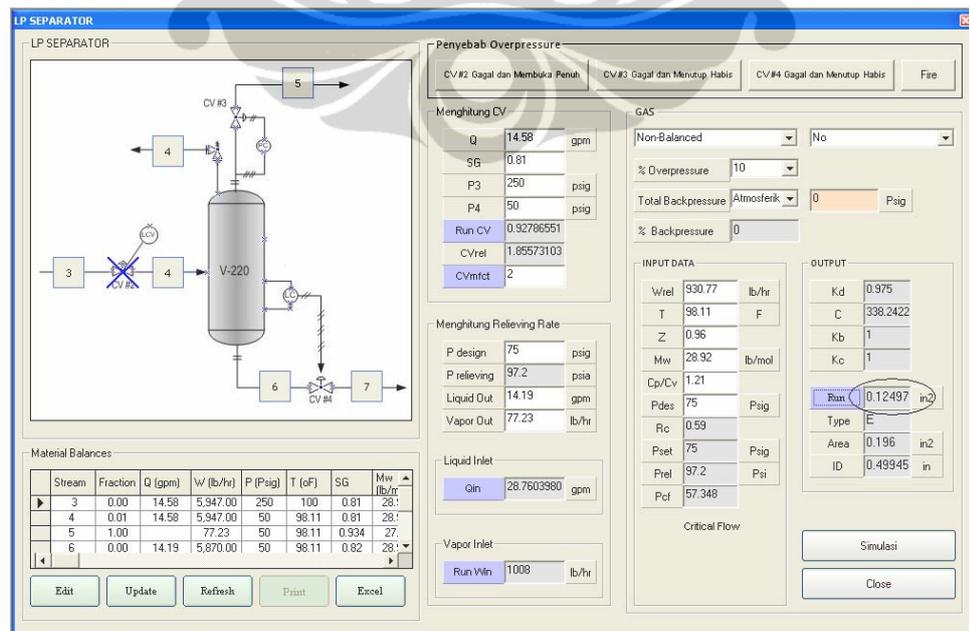
Gambar 4.12 Tampilan program untuk perhitungan *relieving rate* pada CV #2 gagal dan membuka penuh”

Dalam tampilan tersebut terdapat perhitungan untuk menghitung CV dari *control valve* dan perhitungan laju relieving baik untuk liquid maupun vapor. Untuk melakukan perhitungan luas area untuk fluida cair, klik pada tombol "Qin". Setelah itu akan muncul tampilan seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.13 berikut;



Gambar 4.13 Tampilan program hasil perhitungan untuk fluida cair pada kasus “CV # gagal pada LP separator

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving liquid sebesar 14.57 gpm dan luas area minimum orifice yang dibutuhkan 0.0905 in². Untuk melakukan perhitungan luas area untuk fluida gas, klik pada tombol ”Win”. Setelah itu akan muncul tampilan seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.14 berikut;

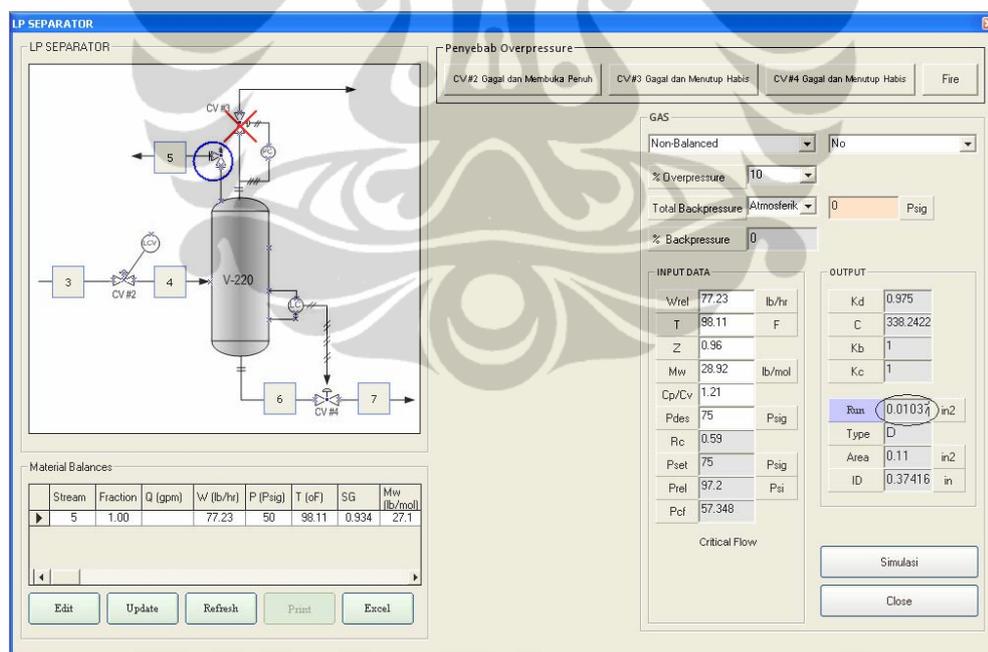


Gambar 4.14 Tampilan program hasil perhitungan untuk fluida gas pada kasus “CV # gagal pada LP separator

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving gas sebesar 930 lb/hr dan luas area minimum orifice yang dibutuhkan 0.12497 in².

Angka-angka yang berada pada inputan data dapat dirubah sesuai dengan data yang dikehendaki. Selain itu terdapat pilihan jenis *relief valve* dan pemasangan *rupture disk*. Jika *rupture disk* dipasang maka faktor kapasitas kombinasi (K_c) akan bernilai 0.9 sedangkan jika tidak dipasang maka faktor kapasitas kombinasi akan bernilai 1. Jika *backpressure* yang diharapkan lebih dari 10% maka disarankan untuk menggunakan *relief valve* tipe *balanced*. dan Untuk *back pressure* dan *overpressure* menggunakan angka default sebesar 10%.

- “CV #3 gagal dan menutup penuh”. Jika diklik pada menu tersebut maka akan muncul tampilan program seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.15 berikut;



Gambar 4.15 Tampilan program pada menu “CV #3 gagal dan menutup penuh”

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving sebesar vapor 77,23 lb/hr dan luas area minimum *orifice* yang

dibutuhkan 0.01037 in^2 . Angka-angka yang berada pada inputan data dapat dirubah sesuai dengan data yang dikehendaki. Selain itu terdapat pilihan jenis *relief valve* dan pemasangan *rupture disk*. Jika *rupture disk* dipasang maka faktor kapasitas kombinasi (K_c) akan bernilai 0.9 sedangkan jika tidak dipasang maka faktor kapasitas kombinasi akan bernilai 1. Jika *backpressure* yang diharapkan lebih dari 10% maka disarankan untuk menggunakan *relief valve* tipe *balanced*. dan Untuk *back pressure* dan *overpressure* menggunakan angka default sebesar 10%.

- Jika diklik pada menu “CV #4 gagal dan menutup penuh” maka akan muncul tampilan program seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.16 berikut;

The screenshot displays the 'LP SEPARATOR' software interface. The main window is divided into several sections:

- Process Diagram:** Shows a vertical separator vessel (V-220) with various control valves (CV #1, CV #2, CV #3, CV #4) and streams (3, 4, 5, 6). CV #4 is highlighted with a red 'X' and a red circle, indicating it is the selected failure mode.
- Penyebab Overpressure:** A menu with options: 'CV #2 Gagal dan Membuka Penuh', 'CV #3 Gagal dan Menutup Habis', 'CV #4 Gagal dan Menutup Habis', and 'Fire'. 'CV #4 Gagal dan Menutup Habis' is selected.
- LIQUID:**
 - Non-Balanced: No
 - Run Area: in²
 - % Overpressure: 10
 - Backpressure: 0 Psig
 - % PB: 0
 - Type: 5546.04
 - Kv: 0.97298
 - Area: 9.11220
- INPUT DATA:**
 - Qrel: 14.19 GPM
 - SG: 0.82
 - Viscosity: 1.92 Cp
 - Pdesain: 75 Psig
 - Pset: 75 Psig
 - Type: D
 - Area: 0.11 in²
 - ID: 0.374165 in
- Material Balances:**

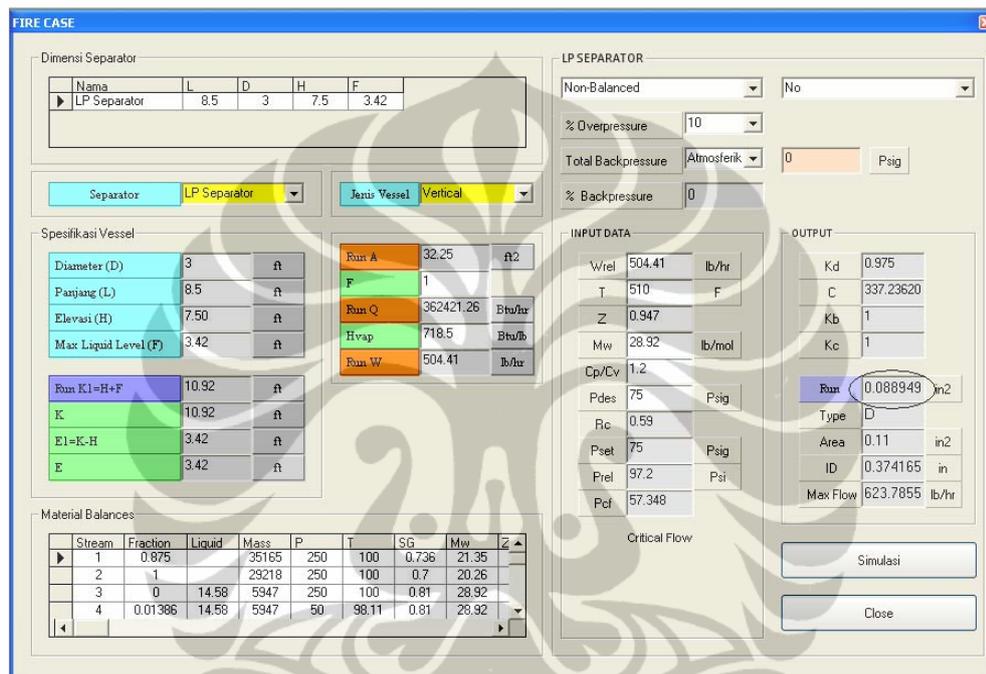
Stream	Fraction	Q (gpm)	W (lb/hr)	P (Psig)	T (oF)	SG	Mw (lb/mol)
6	0.00	14.19	5,870.00	50	98.11	0.82	28.95
- Buttons:** Edit, Update, Refresh, Print, Excel.

Gambar 4.16 Tampilan program pada menu “CV #4 gagal dan menutup penuh”

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving sebesar vapor 2,47 gpm dan luas area minimum orifice yang dibutuhkan 0.08866 in^2 . Angka-angka yang berada pada inputan data dapat dirubah sesuai dengan data yang dikehendaki. Selain itu terdapat pilihan jenis *relief valve* dan pemasangan *rupture disk*. Jika *rupture disk* dipasang maka faktor kapasitas kombinasi (K_c) akan bernilai 0.9 sedangkan jika tidak

dipasang maka faktor kapasitas kombinasi akan bernilai 1. Jika *backpressure* yang diharapkan lebih dari 10% maka disarankan untuk menggunakan *relief valve* tipe *balanced*. dan Untuk *back pressure* dan *overpressure* menggunakan angka default sebesar 10%.

- Jika diklik pada menu “Fire” maka akan muncul tampilan program seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.17 berikut;



Gambar 4.17 Tampilan program pada menu “Fire” untuk LP separator

Berdasarkan hasil perhitungan melalui program ini diperoleh laju relieving sebesar vapor 504 lb/hr dan luas area minimum orifice yang dibutuhkan 0.088949 in². Angka-angka yang berada pada inputan data dapat dirubah sesuai dengan data yang dikehendaki. Selain itu terdapat pilihan jenis *relief valve* dan pemasangan *rupture disk*. Jika *rupture disk* dipasang maka faktor kapasitas kombinasi (K_c) akan bernilai 0.9 sedangkan jika tidak dipasang maka faktor kapasitas kombinasi akan bernilai 1. Jika *backpressure* yang diharapkan lebih dari 10% maka disarankan untuk menggunakan *relief valve* tipe *balanced*. dan Untuk *back pressure* dan *overpressure* menggunakan angka default sebesar 10%.

4.8.2 Database

Program database dibuat dalam satu paket untuk mempermudah mencari dan mengakses data yang dibutuhkan dalam perhitungan. Beberapa database yang dimasukkan ke dalam program ini antara lain adalah Code and Standard, Gas Properties, Standard Orifice Area, Isentropic Coefficient, Kp Calculation, Kv Calculation, dan beberapa database lainnya.

A. *Code and Standard*

Code and standard diperlukan sebagai rujukan untuk perhitungan dan pemilihan jenis *relief valve*. Gambar 4.18 memperlihatkan tampilan program untuk standar dan rekomendasi;



Gambar 4.18 Tampilan program untuk standar dan rekomendasi

B. *Gas properties*

Data sifat-sifat gas diperlukan sebagai rujukan untuk perhitungan laju relieving dan perhitungan luas area orifice. Gambar 4.19 memperlihatkan tampilan program untuk sifat-sifat gas;

Gas Properties

Gas or Vapor	Molecular Weight M	Ratio of Specific Heats k (14.7 psia)	Coefficient C'	Specific Gravity	Critical Pressure psia	Critical Temp. (°R) (°F+459)
Acetylene	26.04	1.25	342	0.899	890	555
Air	28.97	1.40	356	1.000	547	240
Ammonia	17.03	1.30	347	0.586	1638	730
Argon	39.94	1.66	377	1.379	706	272
Benzene	78.11	1.12	329	2.696	700	1011
N-Butane	58.12	1.18	335	2.006	551	766
Iso-Butane	58.12	1.19	336	2.006	529	735
Carbon Dioxide	44.01	1.29	346	1.519	1072	548
Carbon Disulphide	76.13	1.21	338	2.628	1147	994
Carbon Monoxide	28.01	1.40	356	0.967	507	240
Chlorine	70.90	1.35	352	2.447	1118	751
Cyclohexane	84.16	1.08	325	2.905	591	997
Ethane	30.07	1.19	336	1.038	708	550
Ethyl Alcohol	46.07	1.13	330	1.590	926	525
Ethyl Chloride	64.52	1.19	336	2.227	766	829
Ethylene	28.03	1.24	341	0.968	731	509
Freon 11	137.37	1.14	331	4.742	654	848
Freon 12	120.92	1.14	331	4.174	612	694
Freon 22	86.48	1.18	335	2.965	737	665
Freon 114	170.93	1.09	326	5.900	495	754
Helium	4.02	1.66	377	0.139	33	10
N-Heptane	100.20	1.05	321	3.459	397	973
Hexane	86.17	1.06	322	2.974	437	914
Hydrochloric Acid	36.47	1.41	357	1.259	1198	584
Hydrogen	2.02	1.41	357	0.070	188	60
Hydrogen Chloride	36.47	1.41	357	1.259	1205	585
Hydrogen Sulphide	34.08	1.32	349	1.176	1306	672
Methane	16.04	1.31	348	0.554	673	344
Methyl Alcohol	32.04	1.20	337	1.106	1154	924
Methyl Butane	72.15	1.08	325	2.491	490	829
Methyl Chloride	50.49	1.20	337	1.743	968	749
Natural Gas (Typical)	19.00	1.27	344	0.656	671	375
Nitric Oxide	30.00	1.40	356	1.036	956	323
Nitrogen	28.02	1.40	356	0.967	493	227
Nitrous Oxide	44.02	1.31	348	1.520	1054	557
N-Octane	114.22	1.05	321	3.943	362	1025
Oxygen	32.00	1.40	356	1.105	737	279
N-Pentane	72.15	1.08	325	2.491	490	846
Iso-Pentane	72.15	1.08	325	2.491	490	829
Propane	44.09	1.13	330	1.522	617	666
Sulfur Dioxide	64.04	1.27	344	2.211	1141	775
Toluene	92.13	1.09	326	3.180	611	1069

Gambar 4.19 Tampilan program untuk sifat-sifat gas

C. *Standard Orifice Area*

Data standard orifice area diperlukan sebagai rujukan untuk menentukan luas area dan tipe relief valve berdasarkan manufactur. Gambar 4.20 memperlihatkan tampilan program untuk *Standard Orifice Area*;

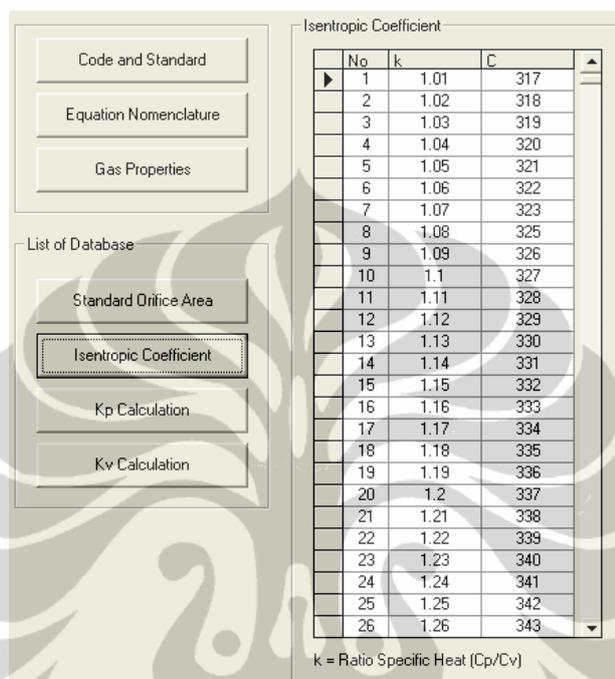
Standard Orifice Area

No	Designation	Area
1	D	0.11
2	E	0.196
3	F	0.307
4	G	0.503
5	H	0.755
6	J	1.28
7	K	1.84
8	L	2.85
9	M	3.6
10	N	4.34
11	P	6.38
12	Q	11.05
13	R	16
14	T	26

Gambar 4.20 Tampilan program untuk *Standard Orifice Area*

D. *Isentropic Coefficient*

Data *Isentropic Coefficient* diperlukan sebagai rujukan untuk menentukan luas area relief valve. Gambar 4.21 memperlihatkan tampilan program untuk *Isentropic Coefficient*;



No	k	C
1	1.01	317
2	1.02	318
3	1.03	319
4	1.04	320
5	1.05	321
6	1.06	322
7	1.07	323
8	1.08	325
9	1.09	326
10	1.1	327
11	1.11	328
12	1.12	329
13	1.13	330
14	1.14	331
15	1.15	332
16	1.16	333
17	1.17	334
18	1.18	335
19	1.19	336
20	1.2	337
21	1.21	338
22	1.22	339
23	1.23	340
24	1.24	341
25	1.25	342
26	1.26	343

k = Ratio Specific Heat (Cp/Cv)

Gambar 4.21 Tampilan program untuk *Isentropic Coefficient*

E. *Kp Calculation*

Perhitungan K_p diperlukan jika *overpressure* dari *relief valve* didesain tidak pada kondisi standar. Gambar 4.22 memperlihatkan tampilan program untuk *Kp Calculation*;

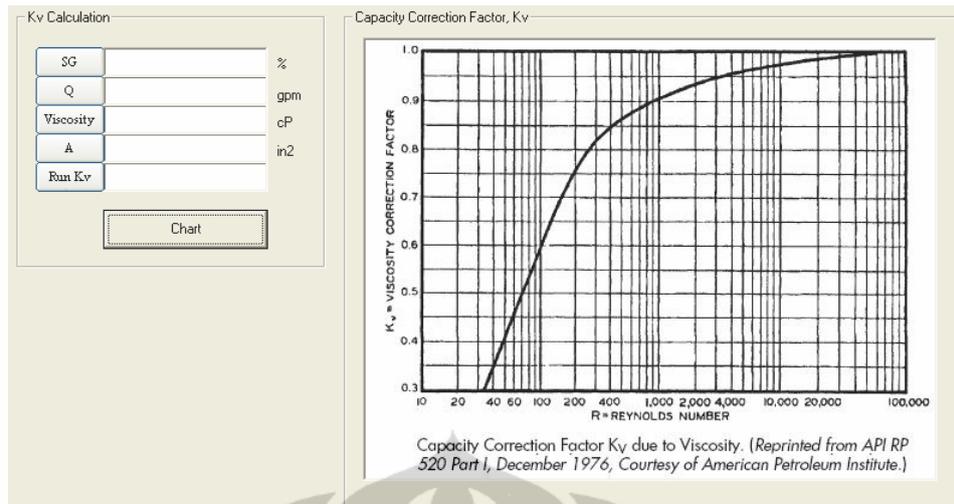
Gambar 4.22 Tampilan program untuk *Kp Calculation*

F. *Kv Calculation*

Perhitungan K_v diperlukan jika faktor aliran akibat viskositas dipertimbangkan. Gambar 4.23 memperlihatkan tampilan program untuk *K_v Calculation*;

Gambar 4.23 Tampilan program untuk *K_v Calculation*

Jika nilai *Reynold Number* diketahui maka nilai K_v dapat diperoleh dari grafik seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.24;



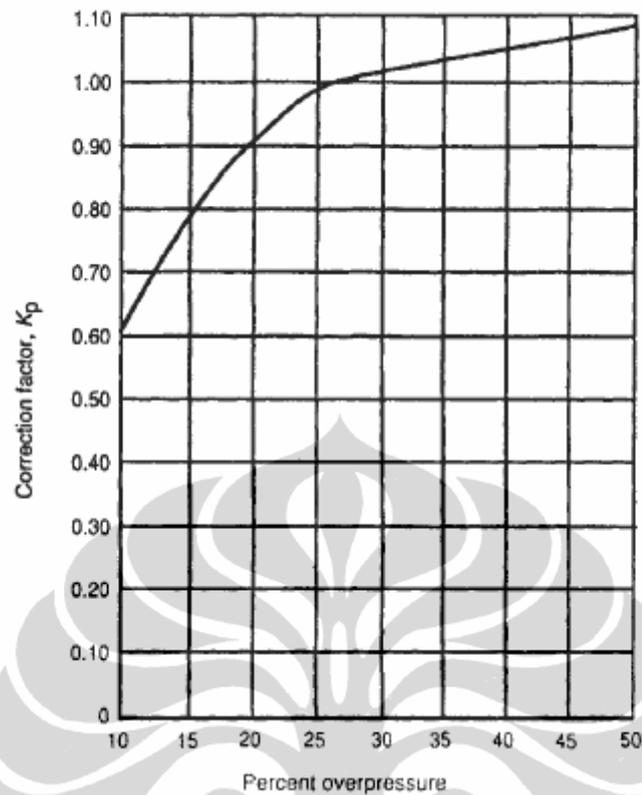
Gambar 4.24 Tampilan program untuk grafik K_v

4.9 PEMBAHASAN

Berdasarkan testing yang dilakukan terhadap perangkat lunak tersebut, proses perhitungan dengan menggunakan perangkat lunak tersebut jauh lebih cepat dibandingkan dengan proses perhitungan manual maupun spreadsheet dengan hasil perhitungan mendekati kesamaan. Beberapa persamaan yang dimasukkan kedalam program perhitungan ini antara lain adalah penentuan faktor koreksi kapasitas akibat adanya *backpressure*, *overpressure*, dan viskositas.

4.9.1 Persamaan Faktor Koreksi Kapasitas Karena Adanya *Overpressure*

Penulis mencoba mengembangkan persamaan faktor koreksi kapasitas karena *overpressure* (K_p) berdasarkan grafik yang ada pada API *Recommended Practice* 520 dan 521 seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.25 ^[16] :



Gambar 4.25 Faktor koreksi karena adanya *overpressure*

Kurva pada gambar diatas memiliki batas perbedaan pada persen *overpressure* 25%. Pada persen *overpressure* > 25% kurva cenderung membentuk garis lurus sehingga persamaan linier akan bersifat linier sedangkan pada persen *overpressure* < 25% kurva cenderung melengkung dan membentuk persamaan tidak linier. Berdasarkan proses regresi yang dilakukan dengan menggunakan software matematika diperoleh persamaan sebagai berikut;

- *Overpressure* < 25%

$$K_p = -0.0014 (\% \text{ overpressure})^2 + 0.073 (\% \text{ overpressure}) + 0.016 \dots\dots\dots(4.1)$$

- *Overpressure* > 25%

$$K_p = 0.00335 (\% \text{ overpressure}) + 0.918 \dots\dots\dots(4.2)$$

Sebagai contoh, pada *overpressure* 15%, 20%, 30% dan 40% diperoleh hasil sebagai berikut :

$$K_p = -0.0014 (15)^2 + 0.073 (15) + 0.016$$

$$= 0.796$$

$$K_p = -0.0014 (20)^2 + 0.073 (20) + 0.016$$

$$= 0.916$$

$$K_p = 0.00335 (30) + 0.918$$

$$= 1.085$$

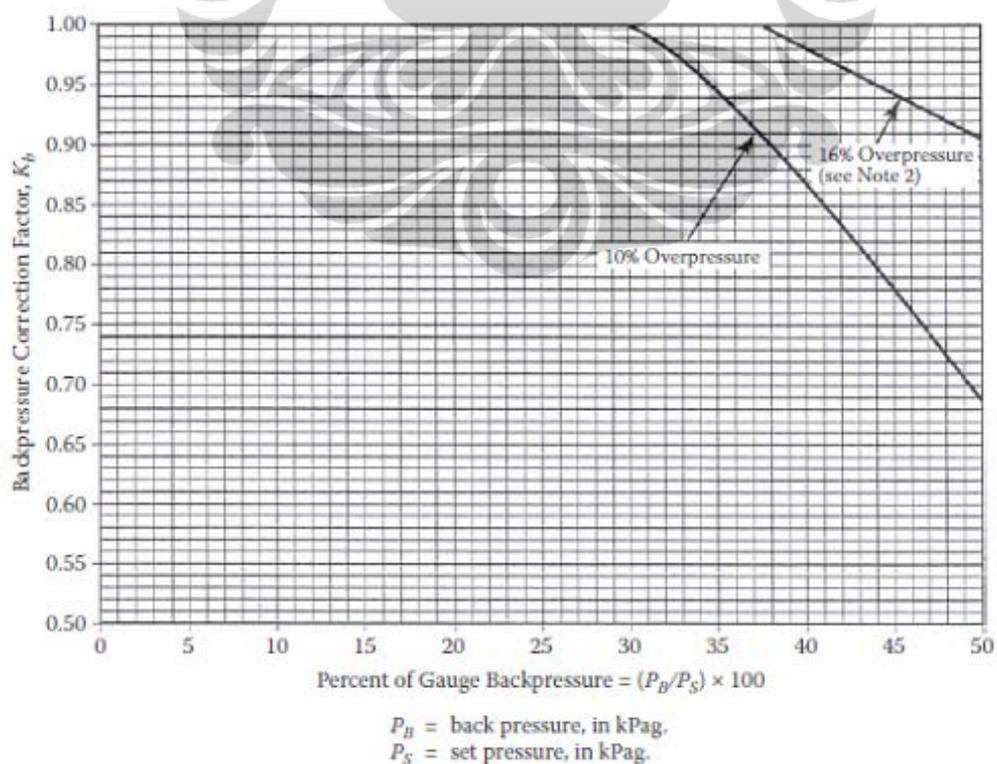
$$K_p = 0.00335 (40) + 0.918$$

$$= 1.052$$

Jika dibandingkan pada nilai K_p yang ada pada Gambar 4.23 memiliki nilai yang hampir sama. Dengan demikian, persamaan tersebut dianggap valid.

4.9.2 Persamaan Faktor Koreksi Kapasitas Karena Adanya *Backpressure*

Penulis mencoba mengembangkan persamaan faktor koreksi kapasitas karena adanya *backpressure* (K_b) berdasarkan grafik yang ada pada API *Recommended Practice* 520 dan 521 seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.26 [16].



Gambar 4.26 Faktor koreksi karena adanya *backpressure*

Dalam gambar 3.24 terdapat dua kurva yang berbeda. Kurva pertama adalah faktor koreksi akibat *backpressure* pada *overpressure* 10% sedangkan kurva kedua adalah faktor koreksi akibat *backpressure* pada *overpressure* 16%. Berdasarkan proses regresi yang dilakukan dengan menggunakan software matematika diperoleh persamaan sebagai berikut;

- *Overpressure* 10%

$$K_b = -0.0003 (\%BP)^2 + 0.0082 (\%BP) + 1.0291 \dots\dots\dots(4.3)$$

BP = *Backpressure*

- *Overpressure* 16%

$$K_b = -0.0075 (\%BP) + 1.2808 \dots\dots\dots(4.4)$$

BP = *Backpressure*

Sebagai contoh, pada *overpressure* 10% dan 16% harga K_b pada *backpressure* 40% dan 45% dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} K_b (10\%) &= -0.0003 (40)^2 + 0.0082 (40) + 1.0291 \\ &= 0.8771 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_b (10\%) &= -0.0003 (45)^2 + 0.0082 (45) + 1.0291 \\ &= 0.7906 \end{aligned}$$

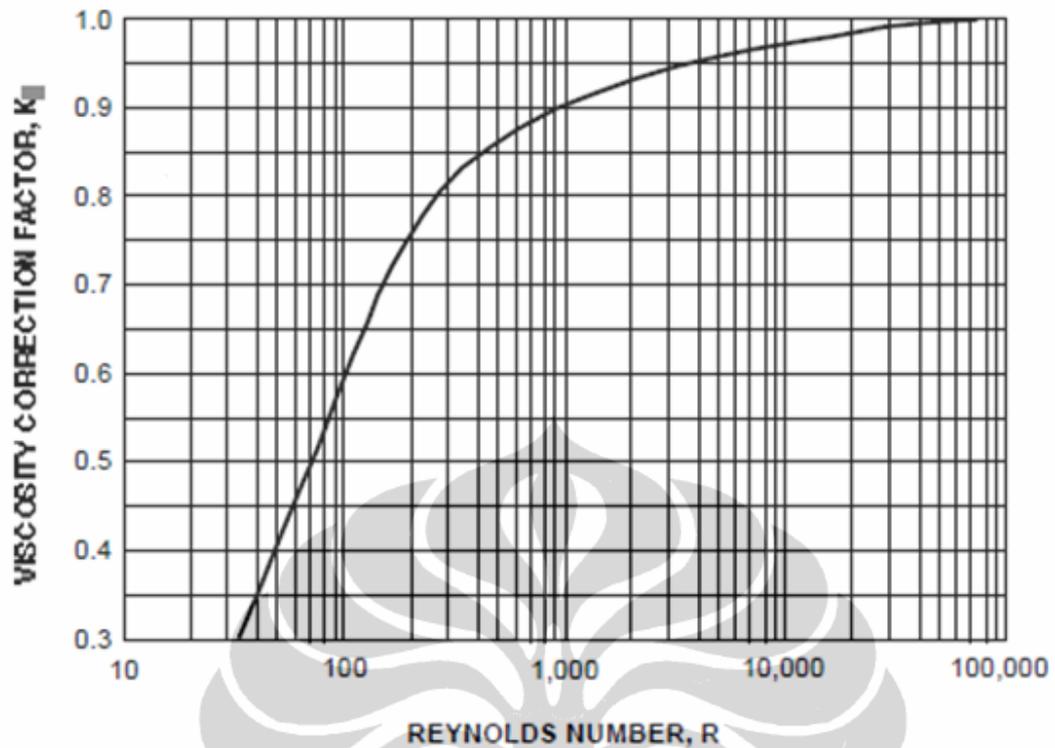
$$\begin{aligned} K_b (16\%) &= -0.0075 (40) + 1.2808 \\ &= 0.981 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_b (16\%) &= -0.0075 (45) + 1.2808 \\ &= 0.943 \end{aligned}$$

Jika dibandingkan pada nilai K_b yang ada pada Gambar 4.24 memiliki nilai yang hampir sama. Dengan demikian, persamaan tersebut dianggap valid.

4.9.3 Persamaan Faktor Koreksi Kapasitas Karena Viskositas

Penulis mencoba mengembangkan persamaan faktor koreksi kapasitas karena adanya sifat viskositas cairan (K_v) berdasarkan grafik yang disediakan oleh API *Recommended Practice* 520 dan 521 seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.27 ^[16] :



Gambar 4.27 Faktor koreksi karena viskositas

Kurva pada gambar diatas menggambarkan faktor koreksi kapasitas karena viskositas sebagai fungsi dari Reynold Number (R). Kurva tersebut memiliki batas perbedaan pada Reynold Number 200. Pada Reynold Number < 200 kurva cenderung membentuk persamaan logaritmik linier sedangkan pada Reynold Number > 200 kurva cenderung membentuk persamaan logaritmik non-linier. Berdasarkan proses regresi yang dilakukan dengan menggunakan software matematika diperoleh persamaan sebagai berikut;

Untuk $R < 200$

$$K_v = 0.27 (\ln R) - 0.65 \dots\dots\dots(4.5)$$

Untuk $200 < R < 100.000$

$$K_v = -0.00777 (\ln R)^2 + 0.165 (\ln R) + 0.128$$

Sebagai contoh, pada $R = 100$ dan $R = 1000$ harga K_v dapat dihitung sebagai berikut :

$$K_v = 0.27 \ln(200) - 0.65$$

$$= 0.5934$$

$$K_v = -0.00777 (\ln 1000)^2 + 0.165 \ln(1000) + 0.128$$

$$= 0.897$$

Jika dibandingkan pada nilai K_v yang ada pada Gambar 4.25 memiliki nilai yang hampir sama. Dengan demikian, persamaan tersebut dianggap valid.

4.9.4 Perbandingan Hasil Perhitungan Antara Metoda Manual Dengan Menggunakan Perangkat Lunak

Perbandingan hasil perhitungan antara metoda manual dengan menggunakan perangkat lunak diperlihatkan dalam Tabel 4. 6;

Tabel 4.6 Perbandingan hasil perhitungan manual dengan perangkat lunak

HP Separator			
Penyebab	Luas Area Orifice (in ²)		
	Manual	Simulasi	Deviasi (%)
1. CV #1 fail open	1.391	1.388	0.216
2. CV #2 fail open	0.049	0.0491	0.204
3. Fire	0.02557	0.025572	0.008
LP Separator			
Penyebab	Luas Area Orifice (in ²)		
	Manual	Simulasi	Deviasi (%)
1. CV #2 fails closed	0.125	0.12497	0.024
2. CV #3 fail open	0.0104	0.01037	0.288
3. CV #4 fail open	0.0887	0.08866	0.045
4. Fire	0.088939	0.088949	0.011

Dari tabel 4.6 di atas terlihat bahwa deviasi antara hasil perhitungan manual dengan hasil perhitungan menggunakan perangkat lunak kurang dari 1%. Dengan demikian, perangkat lunak tersebut memiliki tingkat keakuratan yang tinggi.