

BAB II URAIAN PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

A. Kulit Jeruk (*Citrus sinensis*)

Spesifikasi dari kulit jeruk menurut Suzuki et al., 2023; Schieber et al., 2019, sebagai berikut:

Warna	: Kuning-oranye
Bentuk	: Padatan berwarna kuning-oranye hingga kehijauan
Bau	: Khas jeruk (aroma limonene)
Densitas curah	: $\pm 600 \text{ kg/m}^3$ (basis basah)
Kadar pektin (bk)	: 5 – 12% (b/b)
Kadar selulosa	: $\pm 6,1\%$ (b/b)
Kadar limonene	: 1,5 – 3,0% (b/b)
Kadar abu	: $\pm 2,4\%$ (b/b)
Kadar air	: 75 – 85% (b/b)

B. Asam Sitrat (*Citric Acid*, $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$)

Spesifikasi asam sitrat menurut MSDS., 2023, sebagai berikut:

Rumus molekul	: $\text{C}_6\text{H}_8\text{O}_7$
Nama IUPAC	: 2-hydroxypropane-1,2,3-tricarboxylic acid
Berat molekul	: 192,12 g/mol
Warna	: Putih
Bentuk	: Serbuk/granul kristal berwarna putih
Titik lebur	: 153 – 156°C
Titik didih	: $>175^\circ\text{C}$ (terdekomposisi)
Densitas	: $1,665 \text{ g/cm}^3$ (20°C)
pH larutan (1%)	: $\pm 2,2$
pKa	: $\text{pK}_{a1}=3,13$; $\text{pK}_{a2}=4,76$; $\text{pK}_{a3}=6,40$
Kelarutan dalam air	: 592 g/L (20°C)
Kelas bahaya GHS	: Iritan (H319): Menyebabkan iritasi mata serius

C. Isopropil Alkohol ((CH₃)₂CHOH)

Spesifikasi isopropil alkohol menurut MSDS., 2019, sebagai berikut

Rumus kimia	: (CH ₃) ₂ CHOH
Nama produk	: Iso-Propyl Alcohol (IPA)
Sinonim	: 2-Propanol, Isopropanol, IPA
Berat molekul	: 60,10 g/mol
Kode HS	: 2905 12 20
No. CAS	: 67-63-0
No. EC	: 200-661-7
Warna	: Tidak berwarna
Bentuk	: Cair
Bau	: Seperti alkohol
Densitas (20°C)	: 0,786 g/cm ³
pH (20°C)	: Netral
Titik didih	: 82,4°C pada 1.013 hPa
Titik nyala	: 12°C (c.c.), mudah terbakar
Titik lebur	: -89,5°C
Suhu menyala (auto-ignition)	: 425°C (DIN 51794)
Viskositas dinamis (20°C)	: 2,2 mPa·s
Tekanan uap (20°C)	: 43 hPa
Kerapatan uap relatif	: 2,07 (relatif terhadap udara)
Batas ledakan (LEL–UEL)	: 2 – 13,4% (V/V)

D. Air Proses (H₂O)

Spesifikasi air proses menurut Perry's., 2008, sebagai berikut:

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,02 g/mol
Warna	: Tidak berwarna
Bentuk	: Cair
Densitas	: 1,00 g/cm ³ (4°C)
Viskositas	: 1,002 cP (20°C)
pH	: 6,5 – 7,5 (air proses yang telah diolah)
Titik didih	: 100°C (1 atm)
Titik beku	: 0°C (1 atm)

2.1.2 Spesifikasi Produk

Pektin Serbuk dari Kulit Jeruk (*High Methoxyl Pectin*, HMP)

Nama produk	: Pektin Serbuk (<i>Pectin Powder</i>)
Kategori	: High Methoxyl Pectin (HMP)
Nomor CAS	: 9000-69-5
Warna	: Putih kekuningan hingga putih kecoklatan
Bentuk	: Serbuk halus
Ukuran partikel	: Lolos 150 mesh ($\leq 100 \mu\text{m}$) (Casas-Orozco et al., 2015)
Bau	: Tidak berbau / khas pektin
Densitas curah	: $0,40 - 0,70 \text{ g/cm}^3$ (Dranca & Oroian, 2018)
pH larutan (1%)	: $2,8 - 3,8$ (Hosseini et al., 2016)
Viskositas (2%, 60°C)	: $\geq 1,6 \text{ mPa}\cdot\text{s}$ (Dranca & Oroian, 2018)
Spesifik gravity	: $1,50 - 1,55$ (Müller-Maatsch et al., 2016)
Kemurnian pektin	: $\geq 96\%$ (bk) (Müller-Maatsch et al., 2016)
Derajat esterifikasi (DE)	: $> 50\%$ (HMP) ; target $60-75\%$ (Hosseini et al., 2016; Cho et al., 2019)
Derajat jel (USA-SAG)	: $150 \pm 5 \text{ SAG}$ (Dranca & Oroian, 2018)
Kadar air (maks.)	: $\leq 12\%$ (b/b) (Dranca & Oroian, 2018; Cho et al., 2019)
Kadar asam galakturonat	: $\geq 65\%$ (bk) (Müller-Maatsch et al., 2016; Cho et al., 2019)
Kadar abu (maks.)	: $\leq 5\%$ (b/b) (Dranca & Oroian, 2018; Müller-Maatsch et al., 2016)
Kadar SO ₂ (maks.)	: $\leq 50 \text{ mg/kg}$ (food grade, Cho et al., 2019)
Sumber referensi	: Müller-Maatsch et al. (2016); Cho et al. (2019); Dranca & Oroian (2018); SDS Sigma-Aldrich No. P9135

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Proses Persiapan Bahan Baku

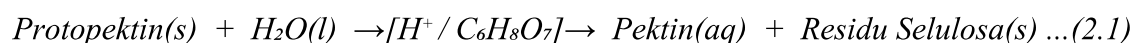
Kulit jeruk segar yang diperoleh dari industri pengolahan jus jeruk diangkut ke pabrik dan diterima di gudang penyimpanan sementara (G-01). Bahan baku ini memiliki kadar air 75–85% (b/b) dan mengandung pektin 5–12% basis kering serta D-limonene sebagai komponen minyak esensial (Suzuki et al., 2023). Setelah dilakukan penimbangan dan pemeriksaan, kulit jeruk dipindahkan menggunakan conveyor sabuk (BC-01) ke unit pembersihan (WU-01) untuk dibilas dengan air bersih agar kotoran, debu, sisa pestisida, dan kontaminan lainnya di permukaan dapat dihilangkan.

Setelah pencucian, kulit jeruk ditiriskan lalu dimasukkan ke dalam dryer pendahuluan (PD-01) dan dikeringkan secara parsial menggunakan udara panas bersuhu 60–70°C selama ± 30 menit hingga kadar air turun ke sekitar 50–55% (b/b). Pengeringan parsial ini bertujuan untuk memudahkan proses pengecilan ukuran dan meningkatkan efisiensi ekstraksi (Schieber et al., 2019). Kulit jeruk semi-kering kemudian dihancurkan di dalam crusher (CR-01) hingga diperoleh partikel berukuran 1–2 mm untuk memperluas luas permukaan kontak dengan larutan pengestrak. Material halus kemudian diangkut menggunakan screw conveyor (SC-01) menuju tangki ekstraktor.

2.2.2 Proses Ekstraksi dengan Asam Sitrat

Kulit jeruk halus yang masuk ke dalam tangki ekstraktor (EX-01) diekstraksi secara kontinu selama 60–90 menit pada suhu 80–90°C dan tekanan atmosfer (1 atm). Larutan pengestrak yang digunakan adalah larutan asam sitrat encer berkonsentrasi 0,5–1,0% (b/v) yang diatur pada pH 1,8–2,0 menggunakan air proses. Perbandingan massa kulit jeruk halus dengan volume larutan asam sitrat adalah 1:20 (b/v) (Hosseini et al., 2016; Dranca & Oroian, 2018).

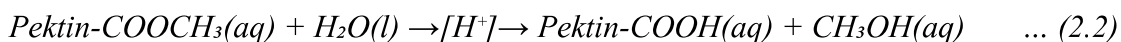
Pada tahap ini, terjadi dua reaksi utama, yaitu hidrolisis protopektin tidak larut menjadi pektin terlarut, dan saponifikasi parsial gugus metil ester. Reaksi hidrolisis protopektin oleh asam sitrat dapat dituliskan sebagai berikut (Müller-Maatsch et al., 2016; Cho et al., 2019):



Reaksi (2.1) menunjukkan hidrolisis ikatan glikosidik yang menghubungkan protopektin dengan jaringan selulosa dinding sel. Ion H^+ yang dihasilkan oleh asam sitrat ($\text{pK}_{a1} = 3,13$; $\text{pK}_{a2} = 4,76$; $\text{pK}_{a3} = 6,40$) bertindak sebagai katalis yang memutus ikatan tersebut, sehingga pektin terlarut ke dalam fase cair. Kelebihan asam sitrat

dibandingkan asam mineral adalah sifatnya yang buffer, sehingga pH larutan lebih stabil selama proses berlangsung, meminimalkan degradasi pektin akibat fluktuasi pH (Hosseini et al., 2016).

Selain reaksi hidrolisis, pada kondisi asam dan suhu tinggi juga terjadi reaksi demetilasi parsial yang mempengaruhi derajat esterifikasi (DE) pektin:



Reaksi (2.2) merupakan saponifikasi asam parsial gugus metil ester pada rantai asam galakturonat pektin. Laju reaksi ini dikendalikan melalui pengaturan suhu dan waktu ekstraksi: pada suhu 80–90°C dan pH 2,0 selama 60–90 menit, demetilasi berlangsung terbatas sehingga DE produk tetap >50% (kategori High Methoxyl Pectin). Konversi ekstraksi pektin pada kondisi ini mencapai 75–85% (Dranca & Oroian, 2018; Hosseini et al., 2016). Larutan ekstrak pektin yang dihasilkan berupa slurry yang kemudian dialirkan ke unit filtrasi.

2.2.3 Proses Filtrasi Pertama

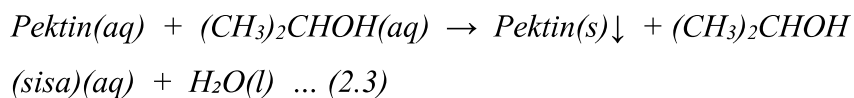
Campuran slurry hasil ekstraksi yang terdiri dari filtrat pektin terlarut dan padatan residu dialirkan menuju rotary drum vacuum filter pertama (RDVF-01) yang beroperasi pada tekanan vakum 0,3–0,5 atm. Padatan yang tertahan pada filter (cake) terdiri dari serat kasar selulosa, hemiselulosa, lignin, dan mineral, yang kemudian ditampung dalam bak penampungan (BP-01). Padatan ini dapat dijual sebagai bahan kompos atau pakan ternak (Suzuki et al., 2023; Casas-Orozco et al., 2015). Filtrat pektin encer yang lolos saringan dipompakan menuju unit evaporasi untuk pemekatan.

2.2.4 Proses Pemekatan (Vaporasi)

Filtrat pektin encer dipompakan ke dalam evaporator (EV-01) dan dipanaskan menggunakan steam pada suhu 70–80°C di bawah tekanan vakum parsial. Proses evaporasi berlangsung hingga volume larutan berkurang menjadi 1/4–1/5 volume semula, menghasilkan larutan pektin pekat (Casas-Orozco et al., 2015). Uap yang dihasilkan merupakan campuran uap air dan sisa asam sitrat yang sangat encer; uap ini dilewatkan melalui kondensor (Cn-01) dan kondensat yang terbentuk ditampung di tangki (T-03) untuk digunakan kembali sebagai pelarut pada siklus ekstraksi berikutnya. Larutan pektin pekat (produk bawah EV-01) selanjutnya didinginkan di cooler (CO-01) hingga $\pm 30^\circ\text{C}$ sebelum masuk ke tahap pengendapan.

2.2.5 Proses Pengendapan Pektin

Larutan pektin yang pekat dan sudah didinginkan di pompa ke dalam tangki mixer (M-01), lalu ditambahkan isopropil alkohol dari tangki penyimpanan (T-04) dengan perbandingan massa larutan pektin terhadap isopropil alkohol sebesar 1:2 (b/v). Penambahan isopropil alkohol menyebabkan penurunan kadar air dalam larutan, sehingga pektin yang telah larut mengalami aglomerasi dan mengendap. Reaksi pengendapan secara sederhana dapat dituliskan:



Mekanisme presipitasi (2.3) terjadi karena alkohol menurunkan konstanta dielektrik pelarut sehingga interaksi ionik dan hidrofobik antar rantai polimer pektin lebih kuat dari gaya hidrasi pektin-air, menyebabkan pektin beragregasi dan mengendap (Dranca & Oroian, 2018). Endapan pektin basah kemudian dipisahkan menggunakan rotary drum vacuum filter kedua (RDVF-02). Filtrat yang keluar dari RDVF-02 berupa campuran isopropil alkohol, air, dan pektin tidak terendapkan, yang diolah lebih lanjut di unit destilasi untuk pemulihan isopropil alkohol.

2.2.6 Proses Pengeringan

Endapan pektin basah dari RDVF-02 dimasukkan ke dalam rotary dryer (RD-01) yang menggunakan udara panas pada suhu 50–60°C sebagai media pengering. Suhu dijaga di bawah 65°C untuk menghindari degradasi termal rantai polimer pektin (Casas-Orozco et al., 2015). Proses pengeringan berlangsung hingga kadar air produk mencapai $\leq 12\%$ (b/b) sesuai standar mutu pektin komersial yang umum berlaku di industri (Dranca & Oroian, 2018; Müller-Maatsch et al., 2016). Setelah terbentuk, pektin kering diangkut ke unit penggilingan melalui screw conveyor (SC-02).

2.2.7 Proses Penggilingan dan Standarisasi Produk

Pektin kering digiling menggunakan *ball mill* (BM-01) atau *hammer mill* hingga ukuran partikel kurang dari 150 mesh. Penggilingan dilakukan pada suhu ruang untuk menghindari pemanasan berlebih. Produk serbuk kemudian masuk ke unit standarisasi (BL-01) di mana pektin dapat dicampur dengan sukrosa, garam kalsium, atau asam organik sesuai spesifikasi grade yang dituju (Slow/Medium/Rapid Set). Parameter kualitas yang dikendalikan meliputi kadar asam galakturonat ($>65\%$), derajat esterifikasi ($>50\%$ untuk HMP), kadar abu ($<5\%$), dan kadar air ($\leq 12\%$) (Yapo

et al., 2017; Müller-Maatsch et al., 2016; Cho et al., 2019). Produk akhir kemudian ditampung di tangki produk (T-01) dan dikemas.

2.2.8 Proses Destilasi Pemulihan Isopropil Alkohol

Filtrat dari RDVF-02 berupa campuran isopropil alkohol, air, dan sedikit pektin tidak terendapkan dipompakan ke unit destilasi (TD-01). Destilasi sederhana dilakukan pada suhu 82–85°C dan tekanan atmosfer. Kondensor Cn-02 mengondensasikan distilat isopropil alkohol, yang kemudian dipompakan kembali ke tangki penyimpanan isopropil alkohol (T-04) untuk direcycle dalam siklus pengendapan. Produk bawah (bottoms) berupa larutan encer mengandung asam sitrat sisa, air, dan sedikit pektin, yang diolah lebih lanjut di unit pengolahan limbah cair (IPAL) sebelum dibuang (Dávila et al., 2015).

2.2.9 Proses Destilasi Pemulihan Isopropil Alkohol

Derajat kelangsungan reaksi hidrolisis protopektin menjadi pektin terlarut ditentukan oleh konstanta laju reaksi (k) dan waktu kontak antara bahan baku dengan larutan pengestrak. Berbeda dengan reaksi tunggal, ekstraksi pektin secara asam melibatkan dua proses yang berlangsung secara simultan dan saling bersaing, yaitu (1) reaksi ekstraksi, yaitu pelepasan pektin dari ikatan protopektin pada dinding sel menuju fase cair, dan (2) reaksi degradasi, yaitu depolimerisasi rantai pektin terlarut akibat hidrolisis asam berkelanjutan pada suhu tinggi. Model kinetika dua-tahap paralel ini pertama kali diusulkan oleh Panchev & Kratchanov (1989) dan telah diterapkan secara luas untuk ekstraksi pektin dari berbagai jenis kulit buah sitrus.

Pada model ini, laju akumulasi pektin terlarut (P) terhadap waktu (t) dinyatakan sebagai selisih antara laju ekstraksi dan laju degradasi:

$$dP/dt = k_{ext}(P_{\infty} - P) - k_{deg} \cdot P \quad \dots (2.4)$$

dengan P_{∞} adalah kadar pektin maksimum yang secara teoretis dapat diekstrak dari bahan baku (kadar pektin awal kulit jeruk pada basis kering), k_{ext} adalah konstanta laju ekstraksi (min^{-1}), dan k_{deg} adalah konstanta laju degradasi (min^{-1}). Dengan syarat batas $P(0) = 0$, persamaan (2.4) dapat diintegrasikan secara analitik menjadi:

$$P(t) = P_{\infty} \cdot [k_{ext} / (k_{ext} - k_{deg})] \cdot [e^{(-k_{deg} \cdot t)} - e^{(-k_{ext} \cdot t)}] \quad \dots (2.5)$$

Persamaan (2.5) menunjukkan bahwa hasil ekstraksi pektin tidak meningkat monoton terhadap waktu, melainkan mencapai suatu titik maksimum pada waktu

optimum t_{opt} , kemudian menurun akibat degradasi lanjutan apabila reaksi diteruskan melewati titik tersebut. Waktu optimum tersebut dapat diperoleh dari turunan pertama persamaan (2.5) yang disamakan dengan nol:

$$t_{opt} = \ln(k_{ext} / k_{deg}) / (k_{ext} - k_{deg}) \quad \dots (2.6)$$

Ketergantungan k_{ext} dan k_{deg} terhadap suhu dinyatakan melalui persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{(-Ea/RT)} \quad \dots (2.7)$$

dengan A adalah faktor pra-eksponensial (min^{-1}), Ea adalah energi aktivasi (J/mol), R adalah konstanta gas ideal ($8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{K}$), dan T adalah suhu absolut (K). Berdasarkan penelitian kinetika ekstraksi pektin dari kulit jeruk lemon (*Citrus limon*) pada pH optimum 1,80 kondisi pH yang sebanding dengan pH operasi ekstraksi pabrik ini (pH 1,8–2,0) diperoleh nilai k_{ext} berkisar 0,03184 hingga 0,05384 min^{-1} dan k_{deg} berkisar 0,00463 hingga 0,02152 min^{-1} pada rentang suhu 40–94°C, dengan energi aktivasi reaksi ekstraksi (Ea_{ext}) sebesar 9,41 kJ/mol (Sebaoui et al., 2016). Energi aktivasi reaksi degradasi (Ea_{deg}) diestimasi sebesar -27,16 kJ/mol berdasarkan kemiringan Arrhenius dari rentang k_{deg} yang dilaporkan pada rentang suhu yang sama.

Dengan mengkalibrasi faktor pra-eksponensial (A) terhadap data pada suhu terendah (40°C), diperoleh nilai konstanta laju pada beberapa suhu operasi sebagaimana disajikan pada Tabel 2.1.

Tabel 2. 1 Konstanta Laju Reaksi Ekstraksi dan Degradasi Pektin pada Berbagai Suhu

Suhu (°C)	T (K)	k_{ext} (min^{-1})	k_{deg} (min^{-1})
40	313,15	0,03184	0,00463
60	333,15	0,03956	0,00866
80	353,15	0,04795	0,01509
90	363,15	0,05237	0,01947
94	367,15	0,05418	0,02147

Pada suhu operasi ekstraktor EX-01 sebesar 85°C (nilai tengah rentang 80–90°C), interpolasi Arrhenius menghasilkan $k_{ext} \approx 0,0501 \text{ min}^{-1}$ dan $k_{deg} \approx 0,0172 \text{ min}^{-1}$. Berdasarkan persamaan (2.6), waktu ekstraksi optimum pada kondisi tersebut

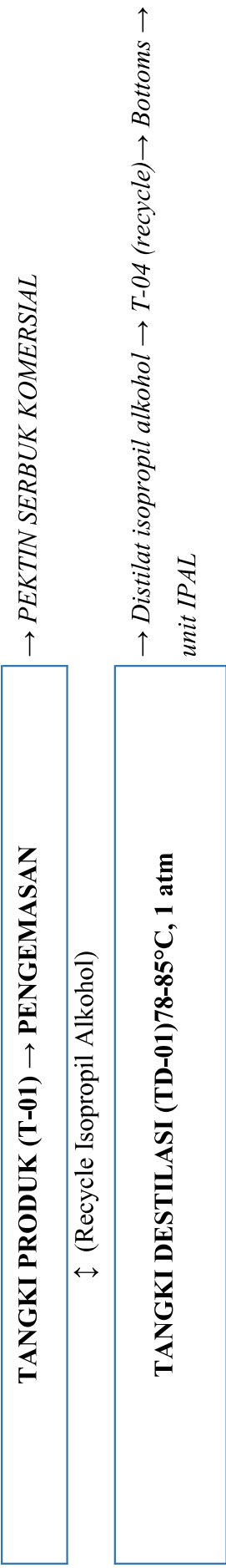
adalah $t_{\text{opt}} \approx 32,5$ menit, dengan hasil ekstraksi maksimum teoretis mencapai $\approx 57,2\%$ dari P_{∞} .

2.3 Langkah Proses

Langkah proses dalam Gambar 2.1 menyajikan alur proses produksi pektin secara lengkap dan detail dari bahan baku kulit jeruk hingga produk pektin serbuk komersial, disertai keterangan aliran bahan masuk (input), aliran bahan keluar (output), dan aliran recycle pelarut.







Gambar 2. 1 Blok Diagram Detail Proses Produksi Pektin dari Kulit Jeruk

Berdasarkan Gambar 2.1 blok diagram di atas, proses produksi pektin dari kulit jeruk dimulai dari penerimaan bahan baku segar yang melewati tahap pencucian, pengeringan parsial, dan pengecilan ukuran, dilanjutkan dengan ekstraksi menggunakan larutan asam sitrat, filtrasi pertama untuk memisahkan residu selulosa, evaporasi untuk pemekatan larutan pektin, pendinginan, pengendapan dengan isopropil alkohol, filtrasi kedua, pengeringan, penggilingan, hingga standarisasi menjadi produk komersial. Isopropil alkohol yang digunakan dalam tahap pengendapan dapat dipulihkan melalui unit destilasi dan direcycle kembali ke proses, sehingga konsumsi dapat diminimalkan (Suzuki et al., 2023).

The diagram illustrates a complex chemical process with the following components and flows:

- Feed Streams:**
 - Feed 1:** Enters from the bottom left through a valve and pump (P-01) into a storage tank (T-01).
 - Feed 2:** Enters from the bottom left through a valve and pump (P-02) into a storage tank (T-02).
- Storage Tanks:**
 - T-01, T-02, T-03, T-04, T-05, T-06, T-07, T-08, T-09, T-10, T-11, T-12, T-13, T-14, T-15, T-16, T-17, T-18, T-19, T-20, T-21, T-22, T-23, T-24, T-25, T-26, T-27, T-28, T-29, T-30, T-31, T-32, T-33, T-34, T-35, T-36, T-37, T-38, T-39, T-40, T-41, T-42, T-43, T-44, T-45, T-46, T-47, T-48, T-49, T-50, T-51, T-52, T-53, T-54, T-55, T-56, T-57, T-58, T-59, T-60, T-61, T-62, T-63, T-64, T-65, T-66, T-67, T-68, T-69, T-70, T-71, T-72, T-73, T-74, T-75, T-76, T-77, T-78, T-79, T-80, T-81, T-82, T-83, T-84, T-85, T-86, T-87, T-88, T-89, T-90, T-91, T-92, T-93, T-94, T-95, T-96, T-97, T-98, T-99, T-100.
- Process Units:**
 - Distillation Columns:** C-01, C-02, C-03, C-04, C-05, C-06, C-07, C-08, C-09, C-10, C-11, C-12, C-13, C-14, C-15, C-16, C-17, C-18, C-19, C-20, C-21, C-22, C-23, C-24, C-25, C-26, C-27, C-28, C-29, C-30, C-31, C-32, C-33, C-34, C-35, C-36, C-37, C-38, C-39, C-40, C-41, C-42, C-43, C-44, C-45, C-46, C-47, C-48, C-49, C-50, C-51, C-52, C-53, C-54, C-55, C-56, C-57, C-58, C-59, C-60, C-61, C-62, C-63, C-64, C-65, C-66, C-67, C-68, C-69, C-70, C-71, C-72, C-73, C-74, C-75, C-76, C-77, C-78, C-79, C-80, C-81, C-82, C-83, C-84, C-85, C-86, C-87, C-88, C-89, C-90, C-91, C-92, C-93, C-94, C-95, C-96, C-97, C-98, C-99, C-100.
 - Reactors:** R-01, R-02, R-03, R-04, R-05, R-06, R-07, R-08, R-09, R-10, R-11, R-12, R-13, R-14, R-15, R-16, R-17, R-18, R-19, R-20, R-21, R-22, R-23, R-24, R-25, R-26, R-27, R-28, R-29, R-30, R-31, R-32, R-33, R-34, R-35, R-36, R-37, R-38, R-39, R-40, R-41, R-42, R-43, R-44, R-45, R-46, R-47, R-48, R-49, R-50, R-51, R-52, R-53, R-54, R-55, R-56, R-57, R-58, R-59, R-60, R-61, R-62, R-63, R-64, R-65, R-66, R-67, R-68, R-69, R-70, R-71, R-72, R-73, R-74, R-75, R-76, R-77, R-78, R-79, R-80, R-81, R-82, R-83, R-84, R-85, R-86, R-87, R-88, R-89, R-90, R-91, R-92, R-93, R-94, R-95, R-96, R-97, R-98, R-99, R-100.
 - Heat Exchangers:** E-01, E-02, E-03, E-04, E-05, E-06, E-07, E-08, E-09, E-10, E-11, E-12, E-13, E-14, E-15, E-16, E-17, E-18, E-19, E-20, E-21, E-22, E-23, E-24, E-25, E-26, E-27, E-28, E-29, E-30, E-31, E-32, E-33, E-34, E-35, E-36, E-37, E-38, E-39, E-40, E-41, E-42, E-43, E-44, E-45, E-46, E-47, E-48, E-49, E-50, E-51, E-52, E-53, E-54, E-55, E-56, E-57, E-58, E-59, E-60, E-61, E-62, E-63, E-64, E-65, E-66, E-67, E-68, E-69, E-70, E-71, E-72, E-73, E-74, E-75, E-76, E-77, E-78, E-79, E-80, E-81, E-82, E-83, E-84, E-85, E-86, E-87, E-88, E-89, E-90, E-91, E-92, E-93, E-94, E-95, E-96, E-97, E-98, E-99, E-100.
 - Compressors:** K-01, K-02, K-03, K-04, K-05, K-06, K-07, K-08, K-09, K-10, K-11, K-12, K-13, K-14, K-15, K-16, K-17, K-18, K-19, K-20, K-21, K-22, K-23, K-24, K-25, K-26, K-27, K-28, K-29, K-30, K-31, K-32, K-33, K-34, K-35, K-36, K-37, K-38, K-39, K-40, K-41, K-42, K-43, K-44, K-45, K-46, K-47, K-48, K-49, K-50, K-51, K-52, K-53, K-54, K-55, K-56, K-57, K-58, K-59, K-60, K-61, K-62, K-63, K-64, K-65, K-66, K-67, K-68, K-69, K-70, K-71, K-72, K-73, K-74, K-75, K-76, K-77, K-78, K-79, K-80, K-81, K-82, K-83, K-84, K-85, K-86, K-87, K-88, K-89, K-90, K-91, K-92, K-93, K-94, K-95, K-96, K-97, K-98, K-99, K-100.
 - Other Units:** M-01, M-02, M-03, M-04, M-05, M-06, M-07, M-08, M-09, M-10, M-11, M-12, M-13, M-14, M-15, M-16, M-17, M-18, M-19, M-20, M-21, M-22, M-23, M-24, M-25, M-26, M-27, M-28, M-29, M-30, M-31, M-32, M-33, M-34, M-35, M-36, M-37, M-38, M-39, M-40, M-41, M-42, M-43, M-44, M-45, M-46, M-47, M-48, M-49, M-50, M-51, M-52, M-53, M-54, M-55, M-56, M-57, M-58, M-59, M-60, M-61, M-62, M-63, M-64, M-65, M-66, M-67, M-68, M-69, M-70, M-71, M-72, M-73, M-74, M-75, M-76, M-77, M-78, M-79, M-80, M-81, M-82, M-83, M-84, M-85, M-86, M-87, M-88, M-89, M-90, M-91, M-92, M-93, M-94, M-95, M-96, M-97, M-98, M-99, M-100.
- Control Loops:** Indicated by dashed lines and control symbols (P, I, D, F, etc.) connecting various process variables to control valves and pumps.
- Streams:** Labeled with numbers (e.g., S-01, S-02, S-03, S-04, S-05, S-06, S-07, S-08, S-09, S-10, S-11, S-12, S-13, S-14, S-15, S-16, S-17, S-18, S-19, S-20, S-21, S-22, S-23, S-24, S-25, S-26, S-27, S-28, S-29, S-30, S-31, S-32, S-33, S-34, S-35, S-36, S-37, S-38, S-39, S-40, S-41, S-42, S-43, S-44, S-45, S-46, S-47, S-48, S-49, S-50, S-51, S-52, S-53, S-54, S-55, S-56, S-57, S-58, S-59, S-60, S-61, S-62, S-63, S-64, S-65, S-66, S-67, S-68, S-69, S-70, S-71, S-72, S-73, S-74, S-75, S-76, S-77, S-78, S-79, S-80, S-81, S-82, S-83, S-84, S-85, S-86, S-87, S-88, S-89, S-90, S-91, S-92, S-93, S-94, S-95, S-96, S-97, S-98, S-99, S-100).

35

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Kapasitas produksi = 3000 ton/tahun

Waktu produksi = 365 hari/tahun

Rate produksi = $\frac{3000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{365 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} = 342,4658 \text{ kg/jam}$

Yield produksi = $\frac{\text{Rate produksi}}{\text{Yield produksi}} = \frac{342,466}{5,265\%} = 6.504,452 \text{ kg/jam}$

Bahan baku yang dibutuhkan = $\frac{\text{massa produk akhir (pektin)}}{\text{massa bahan baku (cake kulit jeruk)}} = \frac{56.979.000}{3.000.000} = 5,265098\%$

2.5.1.1 Belt Conveyor (BC)

Tabel 2. 2 Neraca Massa Total Belt Conveyor (BC)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Alur 1	Alur 2
Kulit buah jeruk	6.504,452055	6.504,452055
Total	6.504,452055	6.504,452055

2.5.1.2 Crusher (CR)

Tabel 2. 3 Neraca Massa Total Crusher (CR)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Alur 2	Alur 3
Kulit buah jeruk	6.504,452055	-
Serbuk kulit buah jeruk	-	6.504,452055
Total	6.504,452055	6.504,452055

2.5.1.3 Screw Conveyor (SC-01)

Tabel 2. 4 Neraca Massa Total Screw Conveyor (SC-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Alur 3	Alur 4
Serbuk kulit buah jeruk	6.504,452055	6.504,452055
Total	6.504,452055	6.504,452055

2.5.1.4 Tangki Ekstraktor (EX)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 4

Menurut Akhter et al., (2024) kulit jeruk mengandung diantaranya:

Pektin = 12%

Kadar air = 11,49%

Padatan = 75,51%

Komposisi bahan masuk ekstraktor:

Pektin = $13\% \times 6.504,452 \text{ kg/jam} = 845,578 \text{ kg/jam}$

Kadar air = $11,49\% \times 6.504,452 \text{ kg/jam} = 747,361 \text{ kg/jam}$

Padatan = $75,51\% \times 6.504,452 \text{ kg/jam} = 4.911,511 \text{ kg/jam}$

Penambahan asam sitrat sebagai pelarut dengan perbandingan masa kulit buah terhadap pelarut 1:20

Banyaknya larutan yang masuk:

$$6.504,452 \text{ kg/jam} \times 20 = 130.089,041 \text{ kg/jam}$$

Alur 5

Konsentrasi asam sitrat dalam pelarut = 0,73%

Jumlah asam sitrat = $130.089,041 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,73\% = 949,65 \text{ kg/jam}$

Larutan asam sitrat yang tersedia = 37%

Pengenceran asam sitrat = $\frac{\text{jumlah asam sitrat}}{\text{larutan asam sitrat}} = \frac{949,65 \text{ kg/jam}}{37\%} = 2.566,622 \text{ kg/jam}$

Air pada larutan asam sitrat 37% = $63\% \times 2.566,622 \text{ kg/jam} = 1.616,972 \text{ kg/jam}$

Alur 6

Air yang perlu ditambahkan untuk pengenceran asam sitrat 37% menjadi 0,37% yaitu:

$\text{Banyaknya larutan masuk} - \text{pengenceran asam sitrat} = 130.089,041 \text{ kg/jam} - 2.566,622 \text{ kg/jam} = 127.522,4 \text{ kg/jam}$

b. Neraca Massa keluar

Alur 8

Pektin terekstraksi = $80\% \times \text{pektin masuk ekstraktor}$

$$= 80\% \times 845,578 \text{ kg/jam} = 676,463 \text{ kg/jam}$$

Pektin tidak terekstraksi = $\text{pektin masuk ekstraktor} - \text{pektin terekstraksi}$

$$= 845,578 \text{ kg/jam} - 676,463 \text{ kg/jam} = 169.115 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2. 5 Neraca Massa Total Tangki Ekstraktor

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Alur 4	Alur 7	Alur 8
Pektin*	845,5787671	-	169,1157534
Pektin terekstraksi	-	-	676,4630137
Air	747,3615411	127.522,4195	128.269,781
Cake kulit jeruk	4.911,511747	-	4.911,511747

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Alur 4	Alur 7	Alur 8
HCl	-	949,65	949,65
Total	6.504,452055	128.472,0695	134.976,5215
	134.976,5215		

2.5.1.5 Rotary Drum Vacuum Filter 1 (RDVF-01)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 7

Fasa padat:

Pektin tidak terekstraksi = 169,115 kg/jam

Cake kulit jeruk = 4.911,511 kg/jam

Massa padatan = cake kulit jeruk – pektin tidak terekstraksi = 4.911,511 – 169,115 = 5.080,628 kg/jam

Fasa cair:

Pektin = 676,463 kg/jam

Asam sitrat = 949,65 kg/jam

Air = 128.269,781 kg/jam

Jumlah fasa cair = pektin + asam sitrat + air = 129.895,894 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 8

Jika 10% dari komponen berfasa cair terikut ke fasa padat, maka total jumlah larutan yang ikut padatan (X) adalah

$$10\% = \frac{X}{X + \text{massa padatan}} \times 100\%$$

$$10\% = \frac{X}{X + 5.080,63 \text{ kg/jam}} \times 100\%$$

$$X = 564,514$$

Maka banyaknya larutan yang ikut padatan:

$$\text{Asam Sitrat} = \frac{\text{Asam Sitrat (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{949,65 \text{ kg/jam}}{129.895,894 \text{ (kg/jam)}} \times 564,5142 \text{ (kg/jam)} = 4,127 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Pektin} = \frac{\text{Pektin (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{676,643 \text{ kg/jam}}{129.895,894 \text{ (kg/jam)}} \times 564,5142 \text{ (kg/jam)} = 2,939 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = \frac{\text{Air (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{128.269,781 \text{ (kg/jam)}}{129.895,894 \text{ (kg/jam)}} \times 564,5142 \text{ (kg/jam)} = 557,447 \text{ kg/jam}$$

Alur 9

Fasa cair:

Pektin = pektin masuk – pektin terikut padatan = 676,463 kg/jam – 2,939 kg/jam = 673,523 kg/jam

Asam sitrat = asam sitrat masuk – asam sitrat terikut padatan = 949,65 kg/jam – 4,127 kg/jam = 945,522 kg/jam

Air = air masuk – air terikut padatan = 128.269,781 kg/jam – 557,447 kg/jam = 127.712,33 kg/jam

Tabel 2. 6 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 1

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 7	Alur 8	Alur 9
Pektin tidak terekstraksi	169,1157534	169,1157534	-
Pektin terekstraksi	676,4630137	2,9398388532	673,5231752
Air	128.269,781	557,4472471	127.712,3338
Cake kulit jeruk	4.911,511747	4.911,511747	-
Asam sitrat	949,65	4,127081017	945,522919
Total	134.976,5215	5.645,141667	129.331,3799
		134.976,5215	

2.5.1.6 Vaporizer (V)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 9

Pektin = 673,5231752 kg/jam

Asam sitrat = 945,522919 kg/jam

Air = 127.712,3338 kg/jam

Total = 129.331,3799 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 10

Untuk menghasilkan pektin, vaporizer harus menguapkan 50% pelarut total, dengan asumsi bahwa asam sitrat telah teruapkan sepenuhnya, sehingga jumlah air yang menguap sebanyak:

Air Menguap = $((50\% \times (\text{Asam Sitrat} + \text{Air})) - \text{Asam Sitrat}) = ((50\% \times (945,523 \text{ kg/jam} + 127.712,3338 \text{ kg/jam})) - 945,523 \text{ kg/jam}) = 63.383,4 \text{ kg/jam}$

Asam sitrat menguap = 945,523 kg/jam

Alur 12

Fasa cair (larutan pektin pekat):

Pektin = 673,5231752 kg/jam

Air = air masuk – air keluar = 127.712,3338 kg/jam - 63.383,4 kg/jam = 64.328,928 kg/jam

Tabel 2. 7 Neraca Massa Total Vaporizer

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 9	Alur 10	Alur 12
Pektin terekstraksi	673,5231752	-	673,5231752
Air	127.712,3338	63.383,40542	64.328,92834
Asam sitrat	945,522919	945,522919	-
Total	129.331,3799	64.328,92834	65.002,45152
		129.331,3799	

2.5.1.7 Mixer (M-01)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 13

Pektin = 673,5231752 kg/jam

Air = 64.328,92834 kg/jam

Alur 14

Penambahan larutan isopropil alkohol dengan perbandingan 1:2 membentuk endapan pektin. Jumlah isopropil alkohol yang ditambahkan sebanyak:

Isopropil alkool = $2 \times \text{pektin} = 2 \times 673,5231752 \text{ kg/jam} = 1.347,04635 \text{ kg/jam}$

b. Neraca Massa Keluar

Alur 15

Terdapat 2% pektin yang tidak terendapkan, maka:

Pektin tidak terendap = $0,02 \times \text{pektin} = 2 \times 673,5231752 \text{ kg/jam} = 13,4705 \text{ kg/jam}$

Endapan Pektin = Pektin - Pektin Tidak Terendap = 673,523 kg/jam - 13,4705 kg/jam = 660,053 kg/jam

Isopropil alkohol = 1.347,04635 kg/jam

Air = 64.328,92834 kg/jam

Tabel 2. 8 Neraca Massa Total Mixer

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Alur 13	Alur 14	Alur 15
Pektin tidak terendapkan	-	-	13,4704635
Endapan pektin	673,5231752	-	660,0527117
Air	64.328,92834	-	64.328,92834
Isopropil alkohol	-	1.347,04635	1.347,04635
Total	65.002,45152	1.347,04635	66.349,49787
	66.349,49787		

2.5.1.8 Rotary Drum Vacuum Filter 2 (RDVF-02)

a. Neraca Massa Masuk

Alur 15

Fasa padat:

Endapan pektin = 660,0527117 kg/jam

Fasa cair:

Pektin tidak terendapkan = 13,4704635 kg/jam

Isopropil alkohol = 1.347,04635 kg/jam

Air = 64.328,92834 kg/jam

Jumlah fasa cair = 65.689,44516 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar

Alur 16

Banyaknya larutan yang terikut dengan endapan pektin (X) terjadi jika 10% dari komponen berfasa cair terikut dengan endapan pektin.

$$10\% = \frac{X}{X + 660,0527 \text{ kg/jam}} \times 100\%$$

$$X = 73,33919018$$

Larutan yang terkandung pada endapan pektin:

$$\text{Air} = \frac{\text{Air (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{\frac{64.328,92834 \text{ kg}}{\text{jam}}}{65.689,44516 \text{ (kg/jam)}} \times 73,339 \text{ (kg/jam)} = 71,8202 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Isopropil alkohol} = \frac{\text{Isopropil Alkohol (kg/jam)}}{\text{Jumlah Fase Cair (kg/jam)}} \times X = \frac{\frac{1.347,04635 \text{ (kg/jam)}}{\text{jam}}}{65.689,44516 \text{ (kg/jam)}} \times 73,339 \text{ (kg/jam)} = 1,50391 \text{ kg/jam}$$

Endapan pektin = 660,0527117 kg/jam

Alur 17

Air = air masuk – air keluar = 64.328,92834 kg/jam - 71,8202 kg/jam = 64.257,10811 kg/jam

Isopropil alkohol = pelarut masuk – pelarut keluar = 1.347,04635 kg/jam - 1,50391 kg/jam = 1.345,54 kg/jam

Pektin tidak terendap = 13,4704635 kg/jam

Tabel 2. 9 Neraca Massa Total Rotary Drum Vacuum Filter 2

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 15	Alur 16	Alur 17
Pektin tidak terendapkan	13,4704635	-	13,4704635
Endapan pektin	660,0527117	660,0527117	-
Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
Air	64.328,92834	71,82023686	64.257,10811
Isopropil alkohol	1.347,04635	1,203914186	1.345,542436
Total	66.349,49787	733,3768627	65.616,12101
		66.349,49787	

2.5.1.9 Tangki Destilasi (TD)**a. Neraca Massa Masuk****Alur 17**

Air = 64.257,10811 kg/jam

Isopropil alkohol = 1.345,542436 kg/jam

Pektin tidak terendapkan = 13,4704635 kg/jam

Total = 65.616,121 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar**Alur 18**

Hanya dua persen air yang menguap dan dua persen isopropil alkohol yang tidak teruap yang diperlukan. Jika produk atas tangki destilasi bebas dari pektin, maka:

Air = Air = $(100\% - 2\%) \times 64.257,10811 \text{ kg/jam} = 62.971,96594 \text{ kg/jam}$

Isopropil alkohol = $2\% \times 1.345,542436 \text{ kg/jam} = 26,91084872 \text{ kg/jam}$

Pektin tidak terendap = 13,4704635 kg/jam

Alur 19

Air = 64.257,10811 kg/jam - 62.971,96594 kg/jam = 1.285,142162 kg/jam

Isopropil alkohol = 2.345,542436 kg/jam - 26,91085 kg/jam = 1.318,6316 kg/jam

Tabel 2. 10 Neraca Massa Total Tangki Destilasi

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Pektin tidak terendap	13,4704635	13,4704635	-
Air	64.257,10811	62.971,96594	1.285,142162
Isopropil alkohol	1.345,542436	26,91084872	1.318,6316
Total	65.616,121	63.012,34726	2.603,77375
		65.616,121	

2.5.1.10 Rotary Dryer (RD)**a. Neraca Massa Masuk****Alur 21**

Endapan pektin = 660,0527117 kg/jam

Air = 71,82023686 kg/jam

Isopropil alkohol = 1,503914186 kg/jam

Total = 733,37686 kg/jam

b. Neraca Massa Keluar**Alur 22**

Diinginkan Isopropil Alkohol menguap 100% dan kandungan air dalam produk 2%, maka:

$$2\% = \frac{\text{massa air} - X}{\text{massa padatan} + \text{massa air} - X} \times 100\%$$

$$2\% = \frac{71,82024 \text{ kg/jam} - X}{660,0527 \text{ kg/jam} + 71,82024 \text{ kg/jam} - X} \times 100\%$$

$$X = 57,17134362$$

Komposisi uap:

Air = 57,17134362 kg/jam

Isopropil alkohol = 1,530914186 kg/jam

Alur 23

Endapan pektin = 660,0527117 kg/jam

Air = 14,64889324 kg/jam

Tabel 2. 11 Neraca Massa Total Rotary Dryer

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Alur 21	Alur 22	Alur 23
Endapan pektin	660,0527117	-	660,0527117
Air	71,82023686	57,17134362	14,64889324
Isopropil alkohol	1,503914186	1,530914186	-
Total	733,37686	58,6752578	674,7016049
		733,37686	

Total produk pektin = 674,7016049 kg/jam

$$= 674,7016049 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} \times \frac{365 \text{ hari}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

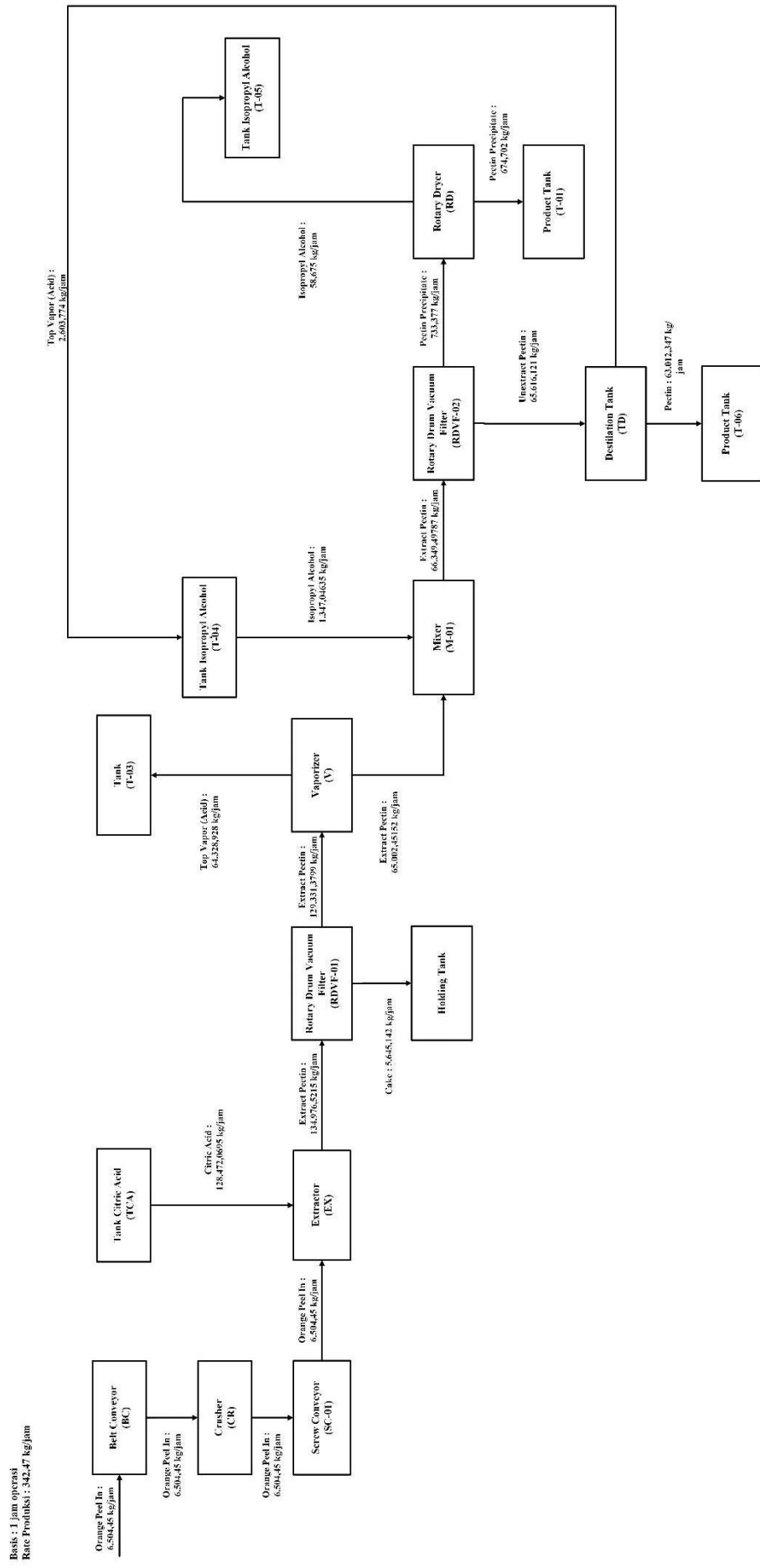
$$= 5.910,39 \text{ ton/tahun}$$

Tabel 2. 12 Neraca Massa Overall

Alat	Komponen	Input		Output
Belt Conveyor		Alur 1		Alur 2
	Kulit Buah Jeruk	6504,452055		6504,452055
Crusher		Alur 2		Alur 3
	Kulit Buah Jeruk	6504,452055		0
	Serbuk Kulit Buah Jeruk	0		6504,452055
Screw Conveyor		Alur 3		Alur 4
	Serbuk Kulit Buah Jeruk	6504,452055		6504,452055
Ekstraktor		Alur 4	Alur 5	Alur 8
	Pektin Tidak Terektrak	845,5787671	0	169,1157534
	Pektin Terekstraksi	0	0	676,4630137
	Air	747,3615411	127522,4195	128269,781
	Cake Kulit Jeruk	4911,511747	0	4911,511747
	Asam Sitrat	0	949,65	949,65
RDVF 1		Alur 7		Alur 8 Alur 9
	Pektin Tidak Terektrak	169,1157534		169,1158 0
	Pektin Terekstraksi	676,4630137		2,939839 673,5232
	Air	128269,781		557,4472 127712,3
	Cake Kulit Jeruk	4911,511747		4911,512 0
	Asam Sitrat	949,65		4,127081 945,5229
Vaporizer		Alur 9		Alur 10 Alur 12
	Pektin Terekstraksi	673,5231752		0 673,5232
	Air	127712,3338		63383,41 64328,93
	Asam Sitrat	945,522919		945,5229 0
Mixer		Alur 13	Alur 14	Alur 15

Alat	Komponen	Input		Output	
	Pektin Tidak Terendap	0	0	13,4704635	
	Endapan Pektin	673,5231752	0	660,0527117	
	Air	64328,92834	0	64328,92834	
	Isopropil Alkohol	0	1347,04635	1347,04635	
RDVP 2		Alur 15		Alur 16	Alur 17
	Pektin Tidak Terendap	13,4704635		0	13,47046
	Endapan Pektin	660,0527117		660,0527	0
	Air	64328,92834		71,82024	64257,11
	Isopropil Alkohol	1347,04635		1,503914	1345,542
Distilasi		Alur 17		Alur 18	Alur 19
	Pektin Tidak Terendap	13,4704635		13,47046	0
	Air	64257,10811		62971,97	1285,142
	Isopropil Alkohol	1345,542436		26,91085	1318,632
Rotary dryer		Alur 21		Alur 22	Alur 23
	Endapan Pektin	660,0527117		0	660,0527
	Air	71,82023686		57,17134	14,64889
Alat	Komponen	Input		Output	
Rotary dryer	Isopropil Alkohol	1,503914186		1,503914	0
TOTAL		617846,2727		617846,2727	

DIAGRAM ALIR NERACA MASSA
PROSES PRODUKSI PEKTIN KULIT JERUK KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa Produksi Pektin

2.5.2 Neraca Panas

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Satuan panas = kilokalori (kkal)

Suhu referensi = 25°C

2.5.2.1 Tangki Ekstraktor (EX)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 4

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	845.5787671	2.47	30	25	10442.9
Air	747.3615411	1	30	25	3736.808
Cake Kulit Jeruk	4911.511747	0.45	30	25	11050.9
Total	6504.452055				25230.61

Alur 5

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	1616.971622	1	30	25	8084.858
Asam Sitrat	949.65	0.28	30	25	1329.51
Total	2566.621622				9414.368

Alur 6

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	127522.4195	1	30	25	637612.1
Total	127522.4195				637612.1

$$Q \text{ masuk} = \text{alur 4} + \text{alur 5} + \text{alur 6} = 672.257,0724 \text{ kkal/jam}$$

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 7

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	845.5787671	2.47	80	25	114871.9
Air	128269.781	1	80	25	7054838
Cake Kulit Jeruk	4911.511747	0.45	80	25	121559.9
Asam Sitrat	949.65	0.28	80	25	14624.61
Total	134026.8715				7305894

Untuk membuat tangki ekstraktor (EX) mencapai suhu 80°C steam yang terlalu panas digunakan dengan suhu 150°C dan bertekanan 1 atm, sedangkan kondensat yang terbentuk berupa saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang dilepaskan steam :

$$Q_{\text{steam}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_{\text{steam}} = 7.305.894 \text{ kkal/jam} - 672.257,0724 \text{ kkal/jam} = 6.633.637,285 \text{ kkal/jam}$$

Dari Tabel Steam (John Wiley & Sons, 2004):

$$H_v (150^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 2.776,4 \text{ kJ/kg} = 663,528 \text{ kkal/kg}$$

$$H_1 (100^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 419,02 \text{ kJ/kg} = 100,167 \text{ kkal/kg}$$

Maka, banyaknya steam yang diperlukan:

$$m_s = \frac{Q_s}{H_v - H_1} = \frac{6.612.751,489 \text{ kkal/jam}}{663,5755 \text{ kkal/kg} - 100,1482 \text{ kkal/kg}} = 11.775,1 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.2 Vaporizer (V)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 9

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	673.5231752	2.47	80	25	91498.12
Air	127712.3338	1	80	25	7024178
Asam Sitrat	945.522919	0.28	80	25	14561.05
Total	129331.3799				7130238

$$Q \text{ masuk} = 7.130.237,534 \text{ kkal/jam}$$

b. Panas Keluar

Alur 10

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	63383.40542	1	110	25	5387589
Asam Sitrat	945.522919	0.28	110	25	22503.45
Total	64328.92834				5410093

Alur 12

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	673.5231752	2.47	110	25	141406.2
Air	64328.92834	1	110	25	5467959
Total	65002.45152				5609365

Maka, total panas keluar vaporizer (V) melalui alur 10 dan alur 12 adalah:

$$Q \text{ keluar} = Q \text{ alur 10} + Q \text{ alur 12} = 5.410.093 \text{ kkal/jam} + 5.609.365 \text{ kkal/jam} = 11.019.458,01 \text{ kkal/jam}$$

Vaporizer (V) harus dipanaskan untuk mencapai suhu 110°C. Saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm digunakan sebagai kondensat, dan steam yang terpanas

digunakan bersuhu 150°C. Untuk menghitung jumlah steam yang diperlukan, rumus berikut digunakan:

$$F.C_p.(T_f - T_l) + S.(H_s - h_s) = L.h_l + V.H_{vl} \text{ (Geankoplis 1997)}$$

Keterangan:

F = Laju alir massa umpan (kg/jam)

C_p = Kapasitas panas umpan (kkal/kg.°C)

T_f = Suhu umpan masuk (°C)

T_l = Suhu produk keluar (°C)

S = Jumlah steam yang dibutuhkan (kg/jam)

H_s = Entalpi superheated steam (kkal/kg)

h_s = Entalpi kondensat (kkal/kg)

L = Laju alir produk bawah Vaporizer (kg/jam)

h_l = Entalpi produk bawah (kkal/kg)

V = laju alir produk atas Vaporizer (kg/jam)

H_{vl} = Panas laten produk atas Vaporizer (kkal/kg)

C_p umpan alur 9

$$C_p = \frac{\text{massa pektin}}{\text{total massa}}(C_p \text{ pektin}) + \frac{\text{massa air}}{\text{total massa}}(C_p \text{ air}) + \frac{\text{massa asam sitrat}}{\text{total massa}}(C_p \text{ asam sitrat})$$

$$C_p = \frac{673,523 \text{ kg/jam}}{129.331,3799 \text{ kg/jam}}(2,47) + \frac{127.71,3338 \text{ kg/jam}}{129.331,3799 \text{ kg/jam}}(1) + \frac{945,523 \text{ kg/jam}}{129.331,3799 \text{ kg/jam}}(0,28)$$

$$C_p = 1,002391551 \text{ kkal/kg. } ^\circ\text{C}$$

$$S = [(total \text{ alur } 12 \times 0) + (total \text{ alur } 10 \times 643,7) - (total \text{ alur } 9 \times C_p \times (80 - 110))]/(663,5277 \text{ kkal/kg} - 100,1673 \text{ kkal/kg}) = 80.406,34377 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.3 Kondensor (Cn-01)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 10

Komponen	m (kg/jam)	C _p (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	63383.40542	1	110	25	5387589
Asam Sitrat	945.522919	0.28	110	25	22503.45
Total	64328.92834				5410093

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 11

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	63383.40542	1	30	25	316917
Asam Sitrat	945.522919	0.28	30	25	1323.732
Total	64328.92834				318240.8

Kondensor (Cn-01) dibutuhkan untuk kondensasi dengan bantuan air pendingin. Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28 °C dan bertekanan 1 atm, dan air pendingin bekas adalah air bersuhu 50 °C dan bertekanan 1 atm. Tujuannya adalah untuk menurunkan suhu fluida panas dari 110 °C menjadi 30 °C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w) :

$$Q_w = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuks}$$

$$Q_w = 318.240,8 \text{ kkal/jam} - 5.410.093 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_w = -5091852,147 \text{ kkal/jam}$$

Maka banyaknya air pendingin yang diperlukan:

$$m_w = \frac{Q_w}{C_{p_w}(T_w \text{ masuk} - T_w \text{ keluar})}$$

$$m_w = \frac{-5.091.852,147 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg } ^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C})}$$

$$m_w = 231447,8 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.4 Cooler (C-01)**a. Panas Masuk**

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 12

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	673.5231752	2.47	110	25	141406.2
Air	64328.92834	1	110	25	5467959
Total	65002.45152				5609365

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 13

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	673.5231752	2.47	30	25	8318.011
Air	64328.92834	1	30	25	321644.6
Total	65002.45152				329962.7

Air pendingin digunakan untuk menurunkan suhu fluida panas dari 110°C menjadi 30°C di Pendingin (C-01). Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28 °C dan bertekanan 1 atm, sedangkan air pendingin bekas bersuhu 70 °C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w) :

$$Q_w = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_w = 329.962,7 \text{ kkal/jam} - 5.609.365 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_w = -5279402,447 \text{ kkal/jam}$$

Maka, banyaknya air pendingin yang diperlukan:

$$m_w = \frac{Q_w}{C_{p_w}(T_{w \text{ masuk}} - T_{w \text{ keluar}})}$$

$$m_w = \frac{-5.279.402,447 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 70^\circ\text{C})}$$

$$m_w = 125700 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.5 Tangki Destilasi (TD)**a. Panas Masuk**

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 17

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	13.4704635	2.47	30	25	166.3602
Air	64257.10811	1	30	25	321285.5
Isopropil Alkohol	1345.542436	0.62	30	25	4171.182
Total	65616.12101				325623.1

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 18

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	13.4704635	2.47	85	25	1996.323
Air	62971.96594	1	85	25	3778318
Isopropil Alkohol	26.91084872	0.62	85	25	1001.084
Total	63012.34726				3781315

Alur 19

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	1285.142162	1	85	25	77108.53
Isopropil Alkohol	1318.631587	0.62	85	25	49053.1
Total	2603.77375				126161.6

Q keluar = total alur 18 + alur 19 = 3.781.315 kkal/jam + 126.161,6 kkal/jam = 3.907.476,988 kkal/jam

Pemanasan diperlukan untuk mencapai suhu 85°C pada Tangki Destilasi (TD). Saturated steam bersuhu 100°C dan bertekanan 1 atm digunakan sebagai kondensat, dan steam yang terpanas digunakan bersuhu 150°C. Untuk menghitung jumlah steam yang diperlukan, rumus berikut digunakan:

$$F \cdot C_p \cdot (T_f - T_1) + S \cdot (H_s - h_s) = L \cdot h_l + V \cdot H_{vl} \quad (\text{Geankoplis (1997)})$$

Keterangan:

F = Laju alir massa umpan (kg/jam)

Cp = Kapasitas panas umpan (kkal/kg.°C)

Tf = Suhu umpan masuk (°C)

T1 = Suhu produk keluar (°C)

S = Jumlah steam yang dibutuhkan (kg/jam)

Hs = Entalpi superheated steam (kkal/kg)

hs = Entalpi kondensat (kkal/kg)

L = Laju alir produk bawah Vaporizer (kg/jam)

h1 = Entalpi produk bawah (kkal/kg)

V = laju alir produk atas Vaporizer (kg/jam)

Hv1 = Panas laten produk atas Vaporizer (kkal/kg)

$$Cp = \frac{\text{massa pektin}}{\text{total massa}} (Cp \text{ pektin}) + \frac{\text{massa air}}{\text{total massa}} (Cp \text{ air}) + \frac{\text{massa asam sitrat}}{\text{total massa}} (Cp \text{ asam sitrat})$$

$$Cp = \frac{13,470 \text{ kg/jam}}{65.616,1 \text{ kg/jam}} (2,47) + \frac{64.257,108 \text{ kg/jam}}{65.616,1 \text{ kg/jam}} (1) + \frac{1.345,542 \text{ kg/jam}}{65.616,1 \text{ kg/jam}} (0,62)$$

$$Cp = 0,992509393 \text{ kkal/kg. } ^\circ\text{C}$$

$$S = [(total \text{ alur } 19 \times 0) + (total \text{ alur } 18 \times 643,7) - (total \text{ alur } 17 \times Cp \times (30-85))] / (663,5277 \text{ kkal/kg} - 100,1673 \text{ kkal/kg})$$

$$S = 78.356,41308 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.6 Kondensor (Cn-02)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Alur 19

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	1285.142162	1	85	25	77108.53
Isopropil Alkohol	1318.631587	0.62	85	25	49053.1
Total	2603.77375				126161.6

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Alur 20

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	1285.142162	1	30	25	6425.711
Isopropil Alkohol	1318.631587	0.62	30	25	4087.758
Total	2603.77375				10513.47

Kondensasi dilakukan dengan bantuan air pendingin untuk menurunkan suhu fluida panas dari 85°C menjadi 30°C dan mengubah fasanya dari uap menjadi cairan pada kondensor (Cn-02). Air pendingin yang digunakan adalah air bersuhu 28 °C dan bertekanan 1 atm, sedangkan air pendingin yang digunakan sebelumnya adalah air bersuhu 50 °C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w) :

$$Q_w = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_w = 10.513,47 \text{ kkal/jam} - 126.161,6 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_w = -115648.156 \text{ kkal/jam}$$

Maka, banyaknya air pendingin yang diperlukan:

$$m_w = \frac{Q_w}{Cp_w(Tw_{\text{masuk}} - Tw_{\text{keluar}})}$$

$$m_w = \frac{-115.648,156 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C})}$$

$$m_w = 5256,73 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.7 Rotary Dryer (RD)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Alur 21

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	660.0527117	2.47	30	25	8151.651
Air	71.82023686	1	30	25	359.1012
Isopropil Alkohol	1.503914186	0.62	30	25	4.662134
Total	733.3768627				8515.414

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 22

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	57.17134362	1	60	25	2000.997
Isopropil Alkohol	1.503914186	0.62	60	25	32.63494
Total	58.6752578				2033.632

Alur 23

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Pektin	660.0527117	2.47	50	25	40758.25
Air	14.64889324	1	50	25	366.2223
Total	674.7016049				41124.48

Q keluar = Alur 22 + Alur 23 = 2.033,632 kkal/jam + 41.124,48 kkal/jam = 43158,10924 kkal/jam

Rotary Dryer ini digunakan untuk mengeringkan produk pektin padatan dengan kandungan air 2%. *Rotary Dryer* menggunakan udara panas untuk mengeringkan. Di sini, udara panas dihasilkan dari steam yang telah terbakar hingga suhu 150°C dengan tekanan 1 atm melalui *Blower* (B), alat yang berfungsi untuk menghembuskan udara panas menuju *Rotary Dryer* (RD).

Untuk menghitung jumlah udara yang dibutuhkan *Rotary Dryer* (RD) digunakan rumus sebagai berikut :

$$G.H2 + LS1.X1 = G.H1 + LS2.X2 \text{ (Geankoplis, 1997)}$$

Keterangan :

G = Laju alir massa udara (kg/jam)

H2 = Kelembapan udara masuk (kg H₂O/kg udara)

Ls1 = Laju alir massa padatan basah (kg/jam)

X1 = Kandungan cairan pada padatan masuk (kg cairan/kg padatan)

H1 = Kelembapan udara keluar (kg H₂O/kg udara)

Ls2 = Laju alir massa padatan kering (kg/jam)

X2 = Kandungan cairan pada padatan keluar (kg cairan/kg padatan)

Asumsi udara masuk adalah udara kering (tidak mengandung H₂O), maka

H₂ = 0 kg H₂O/kg udara.

Maka :

$$G.H1 = G.H2 + LS1.X1 - LS2.X2 \text{ (Geankoplis, 1997)}$$

$$G.H1 = G.(0) + [(733,377 \text{ kg/jam}).(0,111 \text{ kg cairan/kg padatan})] - [(674,702 \text{ kg/jam}).(0,0888 \text{ kg cairan/kg padatan})]$$

$$G.H1 = 21.49132924 \text{ kg/jam}$$

$$T_{\text{ref}} = 0$$

$$H_{v1} \text{ isopropil alkohol} = 663,67 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{v1} \text{ air} = 2489,76 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{si} = 1,005 + 1,88H_i$$

$$H'G_i = C_{si}.(T_{Gi} - T_{\text{referensi}}) + H_i.H_{v1} \text{ (Geankoplis, 1997)}$$

Maka,

$$H'G_2 = C_{s2}.(T_{G2} - T_{\text{referensi}}) + H_2.H_{v1} \text{ air}$$

$$= [((1,005 + (1,88.(0))).(150 - 0) ^\circ\text{C}) + [(0).(2.489,76 \text{ kJ/kg})]$$

$$= 150.750 \text{ kJ/kg}$$

$$H'G_1 = C_{s1}.(T_{G1} - T_{\text{referensi}}) + H_1.H_{v1} \text{ Isopropil Alkohol}$$

$$= [((1,005 + (1,88.(H_1))).(60 - 0) ^\circ\text{C}) + [(H_1).(663,67 \text{ kJ/kg})]$$

$$= 60300 + 776,47 H_1$$

Cp umpan air pada alur 21

$$C_p = \frac{\text{massa pektin}}{\text{total massa}} (C_p \text{ pektin}) + \frac{\text{massa air}}{\text{total massa}} (C_p \text{ air}) + \frac{\text{massa isopropil alkohol}}{\text{total massa}} (C_p \text{ isopropil alkohol})$$

$$C_p = \frac{660,0527 \text{ kg/jam}}{733,377 \text{ kg/jam}} (2,47) + \frac{71,8202 \text{ kg/jam}}{733,377 \text{ kg/jam}} (1) + \frac{1,5039 \text{ kg/jam}}{733,377 \text{ kg/jam}} (0,62)$$

$$C_p = 2,322247876 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} = 9,71629 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

Cp fasa gas pada alur 22

$$C_p = \frac{\text{massa air}}{\text{total massa}} (C_p \text{ air}) + \frac{\text{massa isopropil alkohol}}{\text{total massa}} (C_p \text{ isopropil alkohol})$$

$$C_p = \frac{57,1713 \text{ kg/jam}}{58,6752 \text{ kg/jam}} (1) + \frac{1,5039 \text{ kg/jam}}{58,6752 \text{ kg/jam}} (0,62)$$

$$C_p = 0,990260164 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} = 4,14325 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$H'S_2 = C_{pS1}.(T_{S2} - T_{\text{referensi}}) + X_2.C_{pS2}(T_{S2} - T_{\text{referensi}})$$

$$= ((9,716285 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}).((50-0)^\circ\text{C})) + ((0,0888).(4,143249 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C})(50-0)^\circ\text{C})$$

$$= 504,210279 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
H'S1 &= CpS1.(TS1 - Treferensi) + X1.CpS2(TS2 - Treferensi) \\
&= ((9,716285 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}).((30-0)^\circ\text{C}))+((0,111).(4,143249 \text{ kJ/ kg.}^\circ\text{C})(30-0)^\circ\text{C}) \\
&= 305,2855709 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$G.H'G2 + LS1.H'S1 = G.H'G1 + LS2.H'S2 + Q \text{ (Geankoplis, 1997)}$$

Diasumsikan tidak ada panas yang hilang di dalam Rotary Dryer, $Q = 0$. Maka,

$$\begin{aligned}
G &= \frac{(1,88 G. H1) + (Ls2. Hs2) - (Ls1. Hs1)}{H'G2 - 1,005} \\
G &= \frac{(1,88 \times 21,49 \text{ kg/jam}) + (674,702 \text{ kg/jam} \times 504,21 \text{ kJ/kg}) - (733,377 \text{ kg/jam} \times 305,286 \text{ kJ/kg})}{150,750 \text{ kJ/kg} - 1,005}
\end{aligned}$$

$$G = 0,771763115 \text{ kg/jam}$$

Untuk menghasilkan udara panas dengan suhu 60°C , diperlukan steam untuk memanaskan udara.

$$Q \text{ steam} = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk} = 43.158,10924 \text{ kkal/jam} - 8.515,414 \text{ kkal/jam} = 34.642,69493 \text{ kkal/jam}$$

Data steam (John Wiley & Sons, 2004)

$$H_v (150^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 2776,4 \text{ kJ/kg} = 663,576 \text{ kkal/kg}$$

$$H_1 (100^\circ\text{C}, 1 \text{ atm}) = 419,02 \text{ kJ/kg} = 100,148 \text{ kkal/kg}$$

Maka banyaknya steam yang diperlukan:

$$m_s = \frac{Q_s}{H_v - H_1} = \frac{34.642,69493 \text{ kkal/jam}}{663,5755 \text{ kkal/kg} - 100,1482 \text{ kkal/kg}} = 61,4856 \text{ kg/jam}$$

2.5.2.8 Kondensor (Cn-03)

a. Panas Masuk

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 22

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	57.17134362	1	60	25	2000.997
Isopropil Alkohol	1.503914186	0.62	60	25	32.63494
Total	58.6752578				2033.632

b. Panas Keluar

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Alur 23

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	T masuk (°C)	T referensi (°C)	Q (kkal/jam)
Air	57.17134362	1	30	25	285.8567
Isopropil Alkohol	1.503914186	0.62	30	25	4.662134
Total	58.6752578				290.5189

Kondensasi dibutuhkan untuk menurunkan suhu fluida panas dari 60°C menjadi 30°C sekaligus mengubah fasanya dari uap menjadi cairan. Air pendingin bersuhu 28 °C dan bertekanan 1 atm, sedangkan air pendingin bekas yang dibuat bersuhu 50 °C dan bertekanan 1 atm.

Panas yang diserap air pendingin (Q_w):

$$Q_w = Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk} = 290,5189 \text{ kkal/jam} - 2.033,632 \text{ kkal/jam} = -1743,113112 \text{ kkal/jam}$$

Maka, banyaknya air pendingin yang diperlukan:

$$m_w = \frac{Q_w}{C_{p_w}(T_w \text{ masuk} - T_w \text{ keluar})} = \frac{-1.743,113112 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal.kg}^\circ\text{C} \times (28^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C})} = 79,2324 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2. 13 Kebutuhan steam

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Tangki Ekstraksi (EX)	11.775,12129
Vaporizer (V)	80.406,34377
Tangki Destilasi (TD)	78.356,41308
Rotary Dryer (RD)	61,48564746
Total	170.599,3638

Tabel 2. 14 Kebutuhan Air Pendingin

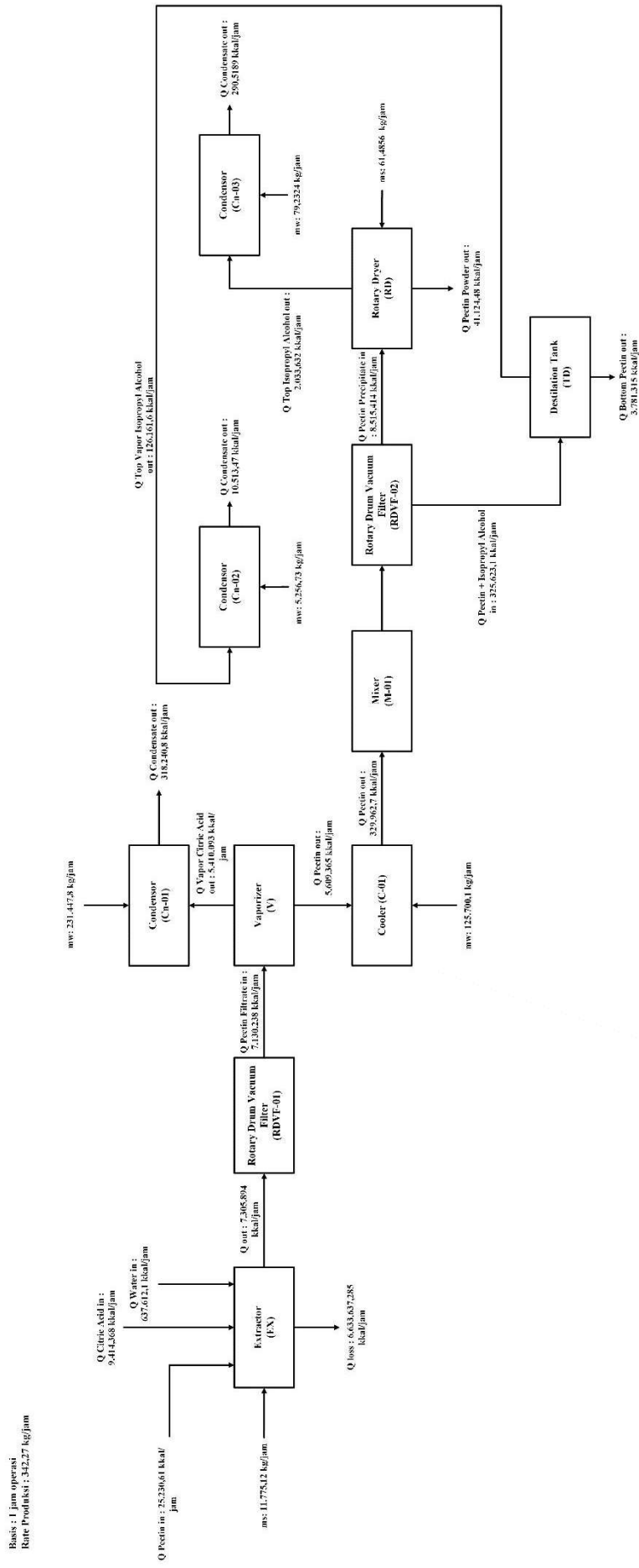
Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Kondensor (CN -01)	231.447,8249
Cooler (C-01)	125.700,0583
Kondensor (CN-02)	5.256,734366
Kondensor (CN-03)	79,2324142
Total	362.483,8499

Tabel 2. 15 Neraca Panas Overall

Alat	Komponen	Input (kkal/h)			Output (kkal/h)	
Ekstraktor		Alur 4	Alur 5	Alur 6	Alur 7	
	Pektin	10442,89777	0	0	114871,8755	
	Air	3736,807705	8084,858	637612,1	7054837,956	
	Cake kulit jeruk	11050,90143	0	0	121559,9157	
	Asam sitrat	0	1329,51	0	14624,61	
	Panas Steam	0	6633637	0	0	
Vaporizer		Alur 9			Alur 10	Alur 12
	Pektin	91498,12335			0	141406,2
	Air	7024178,357			5387589	5467959
	Asam sitrat	14561,05295			22503,45	0
	Panas Steam	3889220,473			0	0
Kondensor 1		Alur 10			Alur 11	
	Air	5387589,461			316917,0271	
	Asam sitrat	22503,44547			1323,732087	
	Panas air pendingin	0			5091852,147	
Cooler		Alur 12			Alur 13	
	Air	5467958,909			321644,6417	
	Pektin	141406,1906			8318,011213	
	Panas air pendingin	0			5279402,447	
Destilasi		Alur 17			Alur 18	Alur 19
	Pektin	166,3602243			1996,323	0
	Air	321285,5405			3778318	77108,53
	Isopropil alkohol	4171,181552			1001,084	49053,1
	Panas Steam	3581853,905			0	0

Alat	Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)	
Kondensor 2		Alur 19	Alur 20	
	Air	77108,52973	6425,710811	
	Isopropil alkohol	49053,09505	4087,757921	
	Panas air pendingin	0	115648,156	
Rotary Dryer		Alur 21	Alur 22	Alur 23
	Pektin	8151,650989	0	40758,25
	Air	359,1011843	2000,997	366,2223
	Isopropil alkohol	4,662133978	32,63494	0
	Panas udara masuk	34642,69493	0	0
Alat	Komponen	Input (kkal/h)	Output (kkal/h)	
Kondensor 3		Alur 22	Alur 23	
	Air	2000,997027	285,8567181	
	Isopropil alkohol	32,63493785	4,662133978	
	Panas air pendingin	0	1743,113112	
TOTAL		33423640,72	33423640,72	

DIAGRAM ALIR NERACA PANAS
PROSES PRODUKSI PEKTIN KULIT JERUK KAPASITAS 3.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Panas Produksi Pektin

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Dalam rancangan pabrik, tata letak peralatan dan fasilitas sangat penting untuk memperkirakan biaya pendirian secara lebih akurat. Perencanaan ini mencakup desain jaringan perpipaan, fasilitas pendukung, bangunan, jenis dan jumlah peralatan yang diperlukan, serta kebutuhan listrik. Dengan adanya rancangan tata letak yang jelas, estimasi biaya bangunan dan lokasi dapat dihitung secara lebih rinci sebelum pabrik didirikan. Penyusunan tata letak pabrik dilakukan agar proses produksi berjalan lancar, aman, dan tetap memperhatikan kondisi lingkungan. Unit-unit produksi yang memiliki hubungan langsung ditempatkan berdekatan supaya aliran proses lebih efisien. Penempatan tersebut juga dapat mengurangi panjang pipa yang digunakan serta menekan kebutuhan energi dalam proses distribusi aliran.

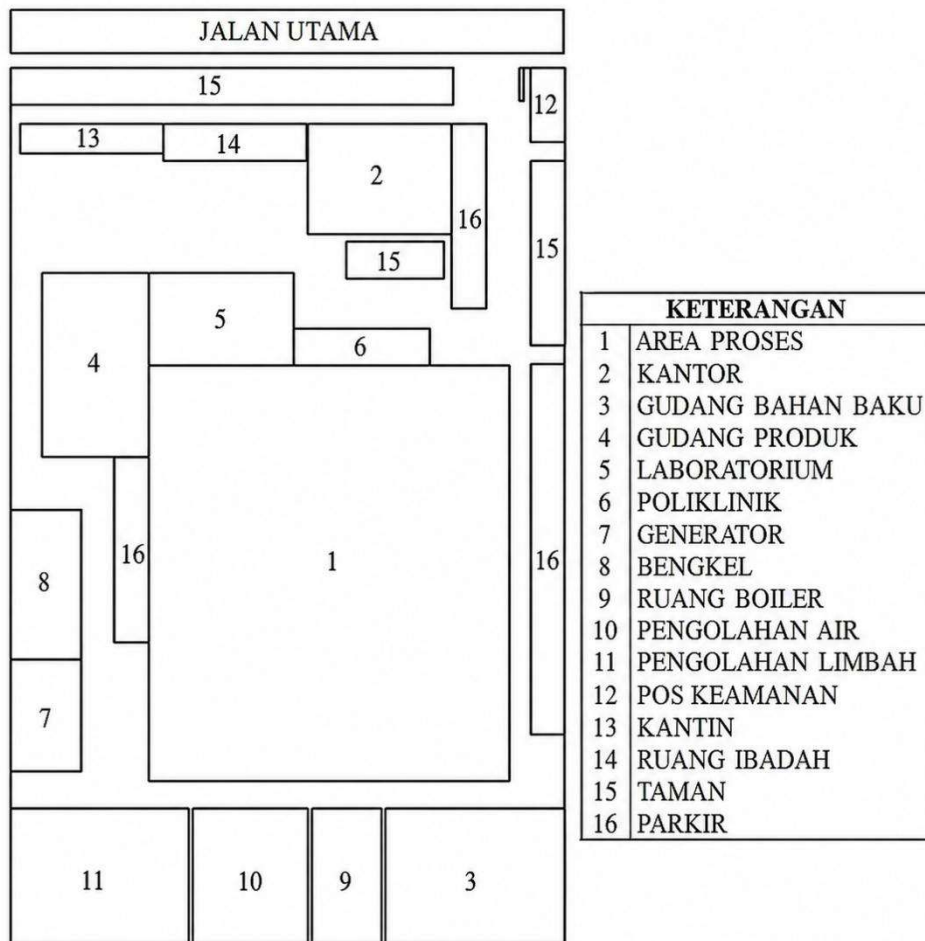
Kantor dan area proses produksi dipisahkan untuk keamanan. Taman memisahkan kantor dari area produksi. Ini membuat kantor lebih nyaman dan aman. Perancangan pabrik yang baik harus mempertimbangkan bagaimana area proses, penyimpanan, dan cadangan atau handling diletakkan. Penyusunan ini harus mempertimbangkan beberapa komponen berikut.

- a. Alur atau urutan proses produksi.
- b. Kemungkinan pengembangan lokasi baru atau perluasan area yang belum dimanfaatkan pada masa mendatang.
- c. Efisiensi distribusi dalam penyediaan air, steam proses, listrik, dan bahan baku.
- d. Kemudahan dalam kegiatan pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Aspek keamanan, terutama terkait risiko kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Kondisi bangunan, termasuk luas, keadaan fisik, serta konstruksi yang sesuai dengan persyaratan.
- g. Fleksibilitas tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan proses atau mesin, sehingga perubahan tersebut tidak membutuhkan biaya yang besar.
- h. Area pelayanan, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan fasilitas pendukung lainnya, perlu ditempatkan secara tepat agar tetap mudah dijangkau dari area kerja.

Adapun luas tanah sebagai bangunan pabrik seperti terlihat dalam Tabel 2.15 di bawah ini:

Tabel 2. 16 Luas Tanah Bangunan

No	Nama Bangunan	Luas (m²)
1	Area proses	3000
2	kantor	700
3	Parkir	1000
4	Tempat ibadah	200
5	kantin	80
6	Poliklinik	200
7	Bengkel	200
8	Pembangkit listrik	400
9	Pengolahan air	600
10	Ruang boiler	300
11	Area kosong	6000
12	Pos keamanan	50
13	Jalan	7000
14	Laboratorium	380
15	Gudang produk	500
16	Taman	500
17	Gudang bahan baku	600
18	Pengolahan limbah	700
Total luas bangunan		22.410



Gambar 2. 5 Tata Letak Pra Rancangan Pabrik dari Kulit Jeruk

Pengaturan tata letak peralatan proses dalam pabrik perlu dirancang dengan baik agar pemanfaatan area pabrik menjadi lebih efisien. Tata letak yang tepat juga dapat membantu proses produksi dan distribusi berjalan lancar. Beberapa aspek yang perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak peralatan proses adalah sebagai berikut.

1. Aspek ekonomi

Penempatan alat-alat proses harus dirancang seoptimal mungkin agar biaya konstruksi dan biaya operasional dapat ditekan. Biaya konstruksi dapat dikurangi dengan mengatur posisi peralatan sehingga kebutuhan pipa menjadi lebih pendek dan penggunaan bahan konstruksi menjadi lebih sedikit.

2. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat memberikan keuntungan ekonomi serta mendukung kelancaran dan keamanan proses produksi. Elevasi pipa juga perlu diperhatikan. Pipa yang berada di atas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian minimal 3 meter, sedangkan pipa di permukaan tanah harus ditempatkan agar tidak menghambat lalu lintas pekerja.

3. Kebutuhan proses

Setiap alat harus ditempatkan dengan ruang yang cukup agar dapat beroperasi secara optimal. Selain itu, distribusi utilitas juga harus mudah dijangkau dan mendukung kebutuhan proses produksi.

4. Operasi

Peralatan yang memerlukan lebih dari satu operator sebaiknya ditempatkan dekat dengan ruang kontrol. Valve, titik pengambilan sampel, dan instrumen harus berada pada posisi serta ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

5. Perawatan

Tata letak alat proses perlu mempertimbangkan ruang untuk kegiatan perawatan. Contohnya, heat exchanger membutuhkan area yang cukup untuk proses pembersihan tube.

6. Keamanan

Penempatan alat-alat proses harus memperhatikan aspek keselamatan. Jika terjadi kebakaran, pekerja tidak boleh terjebak di dalam area proses. Selain itu, lokasi peralatan harus mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

7. Perluasan dan pengembangan pabrik

Pabrik yang didirikan perlu dirancang dengan kemungkinan pengembangan di masa depan. Oleh karena itu, susunan tata letak harus memungkinkan adanya penambahan unit atau perluasan area produksi.

8. Lalu lintas pekerja

Peralatan proses harus ditempatkan agar pekerja dapat mengakses seluruh bagian pabrik dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat, penanganan dapat dilakukan dengan segera.

9. Aliran udara dan pencahayaan

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus diperhatikan untuk mencegah terjadinya stagnasi udara. Kondisi tersebut dapat menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya. Selain itu, pencahayaan di seluruh area pabrik harus memadai, terutama pada bagian proses yang memiliki risiko tinggi.