

**PRA-RANCANGAN PABRIK *BENZENE* BERBAHAN BAKU
LIGHT OIL DENGAN KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI PRA-RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan
pendidikan diploma empat (D-4) Program Studi Teknologi Kimia Industri
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

HASTUTI ALAWIYAH 432 21 014

HUSRIANI ZULQAIDAH PUTRY 432 21 015

PROGRAM STUDI D-4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI

JURUSAN TEKNIK KIMIA

POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG

MAKASSAR

2025

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Benzene Berbahan Baku *Light Oil* Kapasitas 200.000 Ton/Tahun** oleh Hastuti Alawiyah NIM 432 21 014 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, September 2025

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Octovianus SR Pasanda ST., M.T.
NIP. 19651005 199303 1 001



Zakiyah Darajat, M.T.
NIP. 19920923 202203 2 015

Mengetahui,

a.n. Direktur
Ketua Jurusan Teknik Kimia




Wahyu Budi Utomo., HND., M.Sc.
NIP. 19650320 199202 1 001

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul **Pra Rancangan Pabrik Benzene Berbahan Baku *Light Oil* Kapasitas 200.000 Ton/Tahun** oleh Husriani Zulqaidah Putry NIM 432 21 015 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, September 2025

Menyetujui,

Pembimbing I

Pembimbing II



Octovianus SR Pasanda ST., M.T.
NIP. 19651005 199303 1 001



Zakiyah Darajat, M.T.
NIP. 19920923 202203 2 015

Mengetahui,

a.n. Direktur
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Wahyu Budi Utomo., HND., M.Sc.
NIP. 19650320 199202 1 001

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PENERIMAAN.....	iv
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	Error! Bookmark not defined.
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR SIMBOL.....	Error! Bookmark not defined. iv
BAB I PENDAHULUAN.....	10
1.1 Latar Belakang.....	10
1.2 Tujuan Perancangan Pabrik.....	12
1.3 Manfaat Perancangan	12
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	13
2.1 <i>Light Oil</i>	13
2.2 Hidrogen	15
2.3 Benzena	17
2.4 Proses Pembuatan Benzena.....	19
2.5 Seleksi Proses	24

BAB III PENENTUAN KAPASITAS DAN PEMILIHAN LOKASI PABRIK Error! Bookmark not defined.

3.1 Kapasitas Rancangan.....**Error! Bookmark not defined.**

3.2 Penentuan Lokasi Pabrik.....**Error! Bookmark not defined.**

BAB IV DESKRIPSI PROSES.....Error! Bookmark not defined.

4.1 Spesifikasi Bahan dan Produk**Error! Bookmark not defined.**

4.2 Konsep Proses**Error! Bookmark not defined.**

4.3 Uraian Proses**Error! Bookmark not defined.**

BAB V NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....Error! Bookmark not defined.

5.1 Neraca Massa**Error! Bookmark not defined.**

5.2 Neraca Panas.....**Error! Bookmark not defined.**

BAB VI SPESIFIKASI ALAT DAN PENGENDALIAN PROSESError! Bookmark not defined.

6.1 Tangki Penyimpanan Light Oil (T-110).....**Error! Bookmark not defined.**

6.2 Pompa (P-111).....**Error! Bookmark not defined.**

6.3 Haater (HE-131).....**Error! Bookmark not defined.**

6.4 Separator Drum (SD-132)**Error! Bookmark not defined.**

6.5 Heater (HE-133).....**Error! Bookmark not defined.**

6.6 Tangki Gas Hidrogen (T-120)**Error! Bookmark not defined.**

6.7 Compressor (CP-121)**Error! Bookmark not defined.**

6.8 Reaktor (R-130)**Error! Bookmark not defined.**

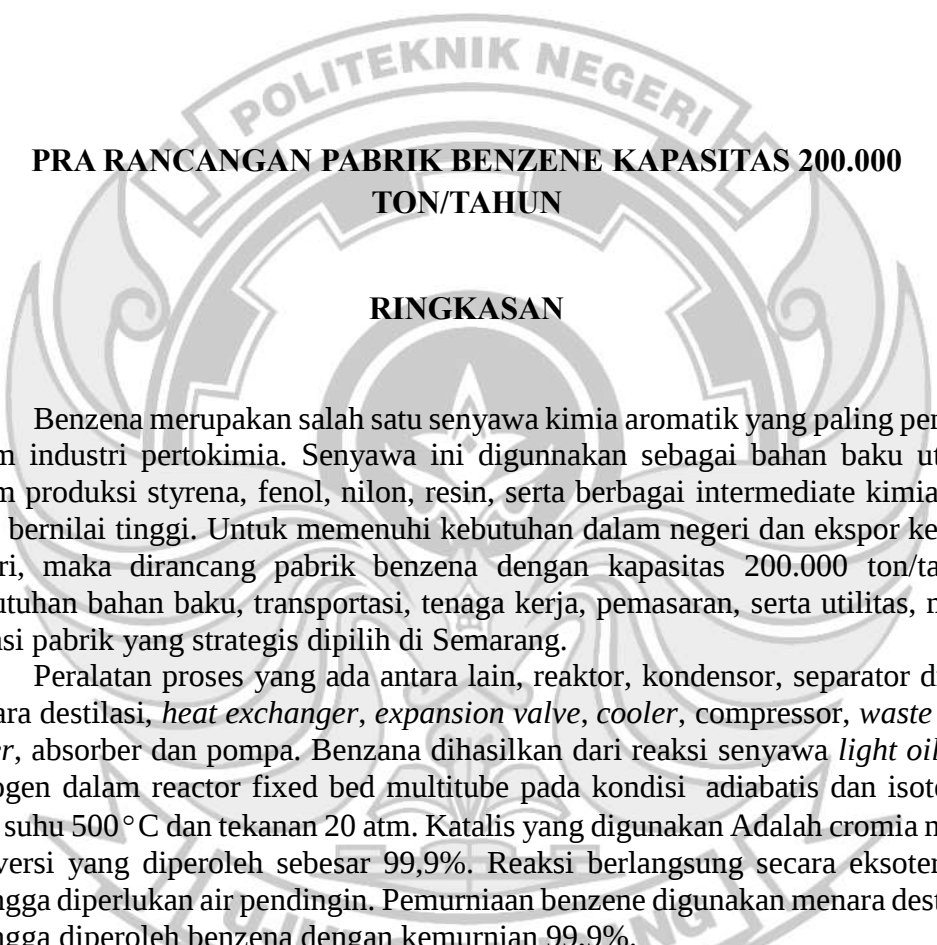
6.9	Pompa (P-141).....	Error! Bookmark not defined.
6.10	Heater (HE-142).....	Error! Bookmark not defined.
6.11	Reaktor (R-140)	Error! Bookmark not defined.
6.12	Waste Heat Boiler (WHB-143).....	Error! Bookmark not defined.
6.13	Condensor (CD-151).....	Error! Bookmark not defined.
6.14	Separator Drum (SD-152)	Error! Bookmark not defined.
6.15	Pompa (P-153).....	Error! Bookmark not defined.
6.16	Menara Destilasi (MD-150).....	Error! Bookmark not defined.
6.17	Reboiler Destilasi (RB-154)	Error! Bookmark not defined.
6.18	Condensor Destilasi (CD-155)	Error! Bookmark not defined.
6.19	Pompa (P-161).....	Error! Bookmark not defined.
6.1	Heater (HE-142).....	Error! Bookmark not defined.
6.20	Cooler (CL-162).....	Error! Bookmark not defined.
6.21	Pompa (P-163).....	Error! Bookmark not defined.
6.22	Absorber (AB-160)	Error! Bookmark not defined.
6.23	Pompa (P-171).....	Error! Bookmark not defined.
6.24	Tangki Penyimpanan Produk Benzena (T-170)	Error! Bookmark not defined.

BAB VII UTILITAS DAN UNIT PENDUKUNG PROSES.....**Error! Bookmark not defined.**

7.1	Unit Penyediaan <i>Steam</i>	Error! Bookmark not defined.
-----	------------------------------------	-------------------------------------

7.2	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	Error! Bookmark not defined.
7.3	Unit Penyediaan Listrik.....	Error! Bookmark not defined.
7.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar	Error! Bookmark not defined.
BAB VIII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA...Error! Bookmark not defined.		
7.1	Instrumentasi	Error! Bookmark not defined.
7.2	Alat Instrumentasi	Error! Bookmark not defined.
7.3	Kesehatan dan Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup.	Error! Bookmark not defined.
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK		
9.1	Lokasi Pabrik	Error! Bookmark not defined.
9.2	Faktor Utama.....	Error! Bookmark not defined.
9.3	Faktor khusus	Error! Bookmark not defined.
9.4	Faktor Pendukung.....	Error! Bookmark not defined.
9.5	Tata Letak Pabrik.....	Error! Bookmark not defined.
9.6	Tata Letak Alat Proses	Error! Bookmark not defined.
BAB X STRUKTUR ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN		
defined.		
10.1	Bentuk Perusahaan	Error! Bookmark not defined.
10.2	Stuktur Organisasi.....	Error! Bookmark not defined.
10.3	Tugas dan Tanggung Jawab	Error! Bookmark not defined.

10.4	Jadwal kerja karyawan	Error! Bookmark not defined.
10.5	Status Karyawan dan Sistem Penggajian Karyawan....	Error! Bookmark not defined.
BAB XI ANALISA KELAYAKAN EKONOMI		Error! Bookmark not defined.
11.1	Modal Investasi	Error! Bookmark not defined.
11.2	Total Penjualan	Error! Bookmark not defined.
11.3	Perkiraan Rugi/Laba Usaha	Error! Bookmark not defined.
11.4	Analisis Aspek Ekonomi	Error! Bookmark not defined.
BAB XII KESIMPULAN.....		26
DAFTAR PUSTAKA.....		27
LAMPIRAN A NERACA MASSA		Error! Bookmark not defined.
LAMPIRAN B NERACA PANAS		Error! Bookmark not defined.
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT		Error! Bookmark not defined.
LAMPIRAN D SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS.....		Error! Bookmark not defined.
LAMPIRAN E PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....		Error! Bookmark not defined.



PRA RANCANGAN PABRIK BENZENE KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN

RINGKASAN

Benzena merupakan salah satu senyawa kimia aromatik yang paling penting dalam industri pertokimia. Senyawa ini digunnakan sebagai bahan baku utama dalam produksi styrena, fenol, nilon, resin, serta berbagai intermediate kimia lain yang bernilai tinggi. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor ke luar negeri, maka dirancang pabrik benzena dengan kapasitas 200.000 ton/tahun. Kebutuhan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran, serta utilitas, maka Lokasi pabrik yang strategis dipilih di Semarang.

Peralatan proses yang ada antara lain, reaktor, kondensor, separator drum, menara destilasi, *heat exchanger*, *expansion valve*, *cooler*, compressor, *waste heat boiler*, absorber dan pompa. Benzana dihasilkan dari reaksi senyawa *light oil* dan hidrogen dalam reactor fixed bed multitube pada kondisi adiabatik dan isotermal pada suhu 500°C dan tekanan 20 atm. Katalis yang digunakan Adalah cromia nikel. Konversi yang diperoleh sebesar 99,9%. Reaksi berlangsung secara eksotermis, sehingga diperlukan air pendingin. Pemurniaan benzene digunakan menara destilasi sehingga diperoleh benzena dengan kemurnian 99,9%.

Utilitas terdiri dari unit penyediaan air sebagai pendingin maupun keperluan umum, penyediaan *steam*, tenaga listrik, dan penyediaan bahan bakar. Pabrik benzena memiliki tiga laboratorium, yaitu laboratorium fisik, laboratorium analitik, dan laboratorium penelitian dan pengembangan, untuk menjaga kualitas bahan baku dan produk.

Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff*. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan *shift* dan non *shift*.

Hasil analisis ekonomi terhadap prancangan pabrik benzena diperoleh Total *Capital Investment* sebesar Rp 2.786.032.374.662,61, Total *Production Cost* sebesar Rp1.837.458.058.924,41. Hasil analisis kelayakan menunjukka ROI sebelum pajak

36,26 dan setelah pajak 25,35%, POT sebelum pajak 2,33 dan setelah pajak 3,12 tahun, BEP 50,63%, SDP 16,73% dan IRR 17,83%. Berdasarkan analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik benzena dengan kapasitas 200.000 ton/tahun layak didirikan pembangunannya.

PRE DESIGN BENZENE PLANT CAPACITY 200.000 TON/YEAR

SUMMARY

Benzene is one of the most important aromatic compounds in the petrochemical industry. It is widely used as a primary raw material in the production of styrene, phenol, nylon, resins, and various other high-value chemical intermediates. To meet domestic demand and export opportunities, a benzene plant with a production capacity of 200,000 tons per year has been designed. Considering the availability of raw materials, transportation, labor, marketing potential, and utilities, a strategic plant location is selected in Semarang.

The main process equipment includes a reactor; condenser; separator drum, distillation column, heat exchanger, expansion valve, cooler; compressor; waste heat boiler; absorber; and pumps. Benzene is produced from the reaction between light oil and hydrogen in a fixed-bed multitubular reactor operating under adiabatic and isothermal conditions at 500°C and 20 atm. The catalyst used is chromia–nickel, with a conversion rate of 99.9%. Since the reaction is exothermic, cooling water is required to maintain temperature stability. The purification process is carried out in a distillation column to obtain benzene with a 99.9% purity.

The utility system consists of units for water supply (for cooling and general purposes), steam generation, electricity supply, and fuel provision. The plant is also equipped with three laboratories — physical, analytical, and research & development — to ensure the quality of raw materials and final products.

The company is established as a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organizational structure. The working system is divided into shift and non-shift employees based on operational requirements.

Economic analysis of the plant design indicates a Total Capital Investment of Rp 2,786,032,374,662.61 and a Total Production Cost of Rp 1,837,458,058,924.41 per year. The feasibility evaluation shows a Return on

Investment (ROI) of 36.26% before tax and 25.35% after tax, a Pay Out Time (POT) of 2.33 years before tax and 3.12 years after tax, a Break-Even Point (BEP) of 50.63%, a Shut Down Point (SDP) of 16.73%, and an Internal Rate of Return (IRR) of 17.83%. Based on these results, it can be concluded that the establishment of a benzene plant with a capacity of 200,000 tons per year is technically and economically feasible to be constructed.



BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan perkembangan zaman, perkembangan pembangunan di sektor industri juga terjadi secara pesat. Besarnya nilai konsumtif masyarakat akan berbagai kebutuhan mendorong banyak pihak untuk mendirikan industri. Indonesia merupakan salah satu negara yang berpotensi untuk mengembangkan berbagai jenis industri salah satunya industri petrokimia. Pendirian industri petrokimia ini diharapkan dapat berkontribusi dalam meningkatkan taraf kehidupan warga, mengurangi ketergantungan impor, dan diharapkan dapat menciptakan lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

Benzena merupakan salah satu bahan kimia aromatik yang paling penting dalam industri petrokimia. Senyawa ini digunakan sebagai bahan baku utama dalam produksi styrena, fenol, nilon, resin, serta berbagai intermediate kimia lain yang bernilai tinggi. Kebutuhan benzena di Indonesia terus meningkat seiring dengan berkembangnya industri plastik, karet sintetis, serat sintetis, dan farmasi. Namun, pasokan benzena domestik masih belum mencukupi, sehingga sebagian besar kebutuhan masih dipenuhi melalui impor. Menurut data pasar, impor benzena Indonesia diperkirakan akan mencapai sekitar 293 juta kilogram pada tahun 2026, dengan Indonesia menempati peringkat ke-8 dunia dalam impor benzena pada tahun 2021 (ReportLingker, 2022)

Secara historis, benzena pertama kali diproduksi dari Light Oil hasil samping destilasi *coal tar* dalam proses pembuatan kokas Batubara (IARC, 2018). *Light Oil* mengandung senyawa aromatik utama seperti benzena, toluena, dan xilena (BTX) yang dapat dipisahkan melalui proses pemurnian dan *upgrading*. Pemanfaatan *Light Oil* batubara untuk produksi BTX telah terbukti mampu memberikan nilai tambah tinggi terhadap produk samping Batubara (Jin Deng *et al*, 2024)

Indonesia memiliki potensi untuk memproduksi *Benzena* melalui pengolahan *light oil*. Selain itu, pengolahan *light oil* ini dapat meningkatkan nilai hasil samping industri karbonisasi batubara. *light oil* (LO) atau fraksi minyak ringan adalah cairan hitam lengket yang diperoleh dari hasil samping proses karbonisasi batubara.

Selain itu, pasar global benzena menunjukkan tren peningkatan. Pada tahun 2024, pasar benzena dunia diperkirakan bernilai sekitar *USD* 48,69 miliar dan akan terus tumbuh dengan laju 6,4 % per tahun hingga 2034. Pertumbuhan tertinggi terjadi di kawasan Asia-Pasifik karena meningkatnya permintaan dari industri plastik, serat sintetis, pelapis, dan farmasi (Polaris Market Research, 2025). Kondisi ini menunjukkan peluang besar bagi Indonesia untuk mengembangkan kapasitas produksi benzena domestik.

pemanfaatan batubara di Indonesia masih terfokus pada pembangkit listrik dan industri semen, sementara produk samping seperti *light oil* belum dimanfaatkan secara optimal. Untuk mengatasi keterbatasan pasokan domestik, dalam prarancangan ini bahan baku *light oil* direncanakan diimpor dari China Shenhua Group, salah satu perusahaan energi terbesar di Tiongkok dengan fasilitas *coke oven* skala besar. Pemilihan Shenhua Group didasarkan pada ketersediaan bahan baku yang melimpah, kualitas produk yang terjamin, serta stabilitas rantai pasok internasional. Sedangkan Hidrogen diperoleh dari PT. Tira Austenite Tbk. Kota Balikpapan, Kalimantan Timur. Dengan pertimbangan tingkat kebutuhan benzena yang cukup tinggi di negeri ini, maka pabrik benzena perlu untuk didirikan di Indonesia. Selain untuk mengurangi jumlah impor benzena sehingga menghemat devisa negara, memenuhi kebutuhan benzena dunia sehingga meningkatkan devisa negara, dan dapat membuka lapangan pekerjaan baru untuk penduduk disekitar wilayah industri sehingga dapat mengurangi masalah pengangguran di Indonesia.

1.2 Tujuan Perancangan Pabrik

Adapun tujuan dari pendirian pabrik benzena ini adalah

1. Menambahkan wawasan dan pemahaman mahasiswa mengenai penerapan ilmu teknik kimia dalam bidang perancangan pabrik kimia secara terpadu.
2. Memberikan pengalaman praktis dalam melakukan analisis proses, perhitungan neraca massa dan energi, serta evaluasi keekonomian pabrik.
3. Melatih kemampuan berfikir kritis dan sistematis dalam memecahkan masalah teknik yang berhubungan dengan perancangan dan operasi proses kimia.
4. Menjadikan referensi atau bahan pembelajaran bagi mahasiswa lain yang akan melakukan perancangan pabrik kimia di masa mendatang.
5. Memberikan gambaran awal tentang potensi pemanfaatan *light oil* sebagai bahan baku alternatif dalam proses produksi benzena di tingkat akademik.

1.3 Manfaat Perancangan

Penyusunan perancangan pabrik benzena dari *light oil* ini bermanfaat untuk menambahkan wawasan mahasiswa mengenai penerapan ilmu teknik kimia dalam perancangan pabrik kimia. Melalui kegiatan ini, mahasiswa dapat menasabah kemampuan analisis, berfikir kritis, serta memahami keterkaitan antara aspek kritis dan ekonomi dalam suatu proses industri. Selain itu, hasil perancangan ini diharapkan dapat menjadi referensi dan bahan pembelajaran bagi mahasiswa lain yang akan melakukan studi serupa di masa mendatang.



BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Light Oil

Light Oil merupakan salah satu fraksi hasil samping yang diperoleh dari proses karbonisasi batubara pada *coke oven* maupun proses gasifikasi batubara. Fraksi ini terbentuk melalui kondensasi uap organik volatil hasil *pirolisis* batubara pada suhu tinggi, biasanya 900 – 1200 °C. Gas hasil karbonisasi didinginkan sehingga menghasilkan campuran cairan berupa tar batubara (*coal tar*). Tar tersebut kemudian dipisahkan melalui distilasi fraksional, menghasilkan beberapa fraksi, antara lain *light oil*, *middle oil*, *anthracene oil*, hingga *pitch* sebagai residu berat. *light oil* merupakan fraksi paling ringan, biasanya dengan titik didih antara 80–200 °C, yang kaya akan senyawa aromatik ringan seperti *benzena*, *toluena*, *xilena* (BTX), serta senyawa heteroatom seperti *thiophene* (mengandung sulfur) dan *pyridine* (mengandung nitrogen) (Fardhyanti *et al*, 2011)

Komposisi *light oil* sangat dipengaruhi oleh jenis batubara, kondisi *pirolisis*, serta desain *coke oven*. Menurut penelitian “*Characterization of the Indonesian Coal Tar*” yang dilakukan dengan analisis GC–MS, tar batubara Indonesia mengandung lebih dari 78 senyawa organik, termasuk benzena, fenol, naftalena, dan senyawa aromatik lainnya. Kandungan benzena dalam tar

tersebut relatif kecil, namun setelah proses distilasi, *light oil* yang dihasilkan dapat diperkaya hingga mengandung benzena dalam jumlah signifikan. Fraksi *light oil* hasil distilasi tar batubara mengandung hingga 70% benzena, 15% toluena, dan 5% xylene (ArcelorMittal, n.d), menjadikannya sumber potensial untuk bahan baku industri petrokimia

Dari perspektif industri, *light oil* dianggap sebagai salah satu sumber alternatif BTX yang kompetitif terhadap nafta berbasis minyak bumi. Hal ini menjadi semakin relevan mengingat fluktuasi harga minyak mentah global serta kebutuhan diversifikasi sumber bahan baku petrokimia. pemisahan *Light Oil* membutuhkan konsumsi energi cukup besar, sehingga diperlukan strategi efisiensi seperti metode *feed splitting* dan pemanfaatan panas buang untuk menurunkan biaya operasional (Pratomo *et al*, 2021).

Secara teknologi, pemurnian *light oil* menjadi BTX murni memerlukan tahapan lanjutan selain distilasi. Salah satu tantangan utama adalah kandungan pengotor, terutama sulfur (*thiophene*), yang dapat meracuni katalis pada proses *downstream* seperti *hidrodesulfurisasi* (HDS) maupun *hidrodealkilasi* (HDA). Oleh karena itu, *light oil* harus melewati serangkaian proses *upgrading* seperti ekstraksi pelarut, absorpsi, serta hidrogenasi awal. MDPI (2025) melaporkan bahwa pengendalian suhu distilasi sangat penting, karena fraksi ringan seperti benzena dan toluena mudah hilang jika suhu terlalu tinggi akibat polikondensasi, sehingga menyebabkan penurunan *yield* (Lei Zhang *et al*, 2025)

Dengan demikian, *light oil* dapat dipandang sebagai bahan baku strategis dalam industri kimia. Keunggulannya terletak pada kandungan BTX yang tinggi, terutama pada produk dari Shenhua Group yang dikenal memiliki kualitas dan volume pasokan stabil. Namun, tantangannya adalah kebutuhan teknologi pemurnian lanjutan serta konsumsi energi yang relatif tinggi. Oleh

sebab itu, pemilihan rute proses dan desain unit operasi menjadi krusial untuk menjadikan *light oil* sebagai sumber benzena yang ekonomis sekaligus berkelanjutan.

2.2 Hidrogen

Hidrogen (H_2) merupakan gas paling sederhana sekaligus salah satu molekul paling penting dalam industri kimia modern. Hidrogen tidak hanya berfungsi sebagai bahan bakar bersih potensial, tetapi juga sebagai pereaksi kunci dalam berbagai proses kimia, termasuk pada industri petrokimia. Dalam konteks prarancangan pabrik benzena berbasis *light oil*, hidrogen memiliki peran sentral terutama dalam proses *hidrodesulfurisasi* (HDS) dan *hidrodealchilasi* (HDA). Ketersediaan hidrogen dalam jumlah besar dengan kemurnian tinggi menjadi syarat mutlak untuk menjamin kualitas produk benzena sekaligus keberlanjutan operasional pabrik (Rostrup-Nielsen, 2005)

Hidrodesulfurisasi (HDS) merupakan tahap awal yang memanfaatkan hidrogen untuk menghilangkan senyawa sulfur dari *feedstock*. Pada *light oil*, pengotor seperti *thiophene* atau *benzothiophene* harus dihilangkan agar tidak meracuni katalis di tahap berikutnya. Proses ini biasanya menggunakan katalis berbasis Mo-Co atau Ni-Mo pada suhu 300–400 °C dan tekanan 30–80 atm. efisiensi HDS berbanding lurus dengan rasio H_2 /senyawa sulfur, di mana konsumsi hidrogen meningkat seiring dengan tingginya kadar sulfur dalam bahan baku. Dengan demikian, kebutuhan hidrogen tidak hanya dipengaruhi oleh target reaksi utama (HDA), tetapi juga oleh kandungan pengotor *feedstock* yang bervariasi (Lei Zhang *et al*, 2025).

Proses utama dalam produksi benzena dari *light oil* adalah *hidrodealchilasi* (HDA). Pada reaksi ini, toluena dan xylene bereaksi dengan hidrogen pada suhu tinggi (500–650 °C) dengan bantuan katalis berbasis Cr_2O_3 , Mo/ Al_2O_3 , zeolit, atau nikel. Produk utama reaksi adalah benzena dan metana sebagai hasil samping. Reaksi HDA sangat dipengaruhi oleh ketersediaan hidrogen,

yang berfungsi menstabilkan radikal antara sehingga mencegah terbentuknya coke pada katalis. Tanpa pasokan hidrogen yang cukup, katalis cepat terdeaktivasi, menyebabkan penurunan selektivitas terhadap benzena.

Selain itu, hidrogen juga diperlukan dalam tahap *hydrocracking parsial* untuk memecah rantai parafin berat yang terdapat dalam *light oil*. Meskipun kontribusi proses ini terhadap produksi benzena tidak sebesar HDA, keberadaannya membantu meningkatkan kualitas bahan baku sekaligus mengurangi senyawa non-aromatik. rasio H_2 /toluena optimal berada pada kisaran 4–6 mol/mol untuk mencapai konversi di atas 90% dengan selektivitas benzena mendekati 95% (Agustriyanto *et al*, 2024). Hal ini menunjukkan bahwa konsumsi hidrogen tidak hanya memengaruhi konversi, tetapi juga kualitas produk akhir.

Sumber hidrogen di industri umumnya berasal dari tiga jalur:

1. *steam methane reforming* (SMR) dari gas alam.
2. gasifikasi batubara.
3. elektrolisis air.

SMR merupakan metode paling dominan saat ini, namun menghasilkan emisi CO_2 tinggi sehingga disebut sebagai *grey hydrogen*. Jika dilengkapi dengan teknologi *carbon capture and storage* (CCS), maka hidrogen yang dihasilkan disebut *blue hydrogen*. Sementara itu, hidrogen dari elektrolisis air dengan sumber energi terbarukan dikenal sebagai *green hydrogen* yang ramah lingkungan (IEA, 2022). Bagi pabrik benzena skala besar, pemilihan sumber hidrogen sangat menentukan biaya produksi.

Secara keseluruhan, peran hidrogen dalam produksi benzena dari Light Oil tidak dapat dipisahkan dari tiga fungsi utama:

- menghilangkan pengotor melalui HDS

- meningkatkan selektivitas benzena dalam HDA
- menjaga keberlanjutan katalis dengan mencegah pembentukan coke.

Oleh karena itu, ketersediaan hidrogen dengan harga kompetitif dan kemurnian tinggi harus menjadi salah satu fokus utama dalam prarancangan pabrik. Dengan tren global menuju transisi energi bersih, pemanfaatan hidrogen rendah karbon (blue/green hydrogen) juga dapat meningkatkan daya saing dan keberterimaan proyek secara lingkungan maupun ekonomi.

Saat ini sejumlah besar hidrogen diperlukan dalam industri petrokimia dan kimia. Penggunaan terbesar hidrogen adalah untuk memproses bahan bakar fosil. Konsumen utama dari hidrogen di kilang petrokimia meliputi hidrodealkilasi, hidrosulfurisasi, dan *hydrocracking*.

2.3 Benzena

Benzena (C_6H_6) merupakan hidrokarbon aromatik sederhana dengan struktur cincin planar yang memiliki enam atom karbon dengan ikatan resonansi. Struktur ini menjadikan benzena sangat stabil secara termodinamika, namun juga relatif reaktif dalam reaksi substitusi aromatik. Stabilitas dan sifat kimia benzena membuatnya menjadi bahan baku dasar dalam berbagai industri kimia, termasuk produksi stirena, fenol, anilin, sikloheksana, serta resin sintesis. Sifat fisik benzena meliputi titik didih $80,1\text{ }^{\circ}\text{C}$, densitas $0,879\text{ g/cm}^3$ pada $20\text{ }^{\circ}\text{C}$, dan kelarutan rendah dalam air namun tinggi dalam pelarut organik nonpolar. Karakteristik inilah yang menjadikan benzena sangat mudah dipisahkan melalui distilasi dari fraksi ringan seperti *light oil*.

Secara historis, benzena pertama kali diproduksi secara besar-besaran dari tar batubara. Di abad ke-19 hingga awal abad ke-20, coal tar merupakan sumber utama benzena. Namun, dengan meningkatnya industri petrokimia, metode berbasis minyak bumi mulai mendominasi. Saat ini, mayoritas benzena diproduksi melalui catalytic reforming nafta, *hydrodealkylation* (HDA)

toluena, serta pyrolysis gasoline dari steam cracking. Menurut International Energy Agency (IEA, 2022) lebih dari 50% pasokan benzena global berasal dari kilang minyak berbasis minyak mentah, sementara kontribusi coal tar hanya sekitar 5–10% tetapi tetap penting di negara-negara dengan cadangan batubara besar seperti Tiongkok.

Dalam konteks produksi benzena dari *light oil*, terdapat dua jalur utama. Pertama adalah pemisahan langsung, yaitu distilasi dan ekstraksi benzena yang memang sudah terkandung di dalam fraksi ringan. Jalur kedua adalah konversi toluena dan xilena menjadi benzena melalui proses HDA. Reaksi HDA merupakan cara efektif untuk meningkatkan yield benzena, dengan kondisi operasi 500–650 °C, serta kebutuhan hidrogen yang signifikan untuk menjaga selektivitas tinggi.

Dari perspektif ekonomi, benzena memiliki pasar yang sangat luas. Terutama Tiongkok dan India, pertumbuhan permintaan benzena sangat tinggi karena ekspansi industri plastik, serat sintetis, serta bahan kimia intermediate. Hal ini menjadikan produksi benzena dari *light oil* berpotensi memiliki daya saing, karena memanfaatkan sumber bahan baku yang berlimpah dengan kandungan aromatik tinggi.

Namun, isu lingkungan dan kesehatan terkait benzena tidak dapat diabaikan. Benzena dikenal sebagai senyawa karsinogenik (IARC, 2018) yang dapat menyebabkan leukemia dan gangguan sumsum tulang pada paparan jangka panjang. Oleh karena itu, regulasi internasional seperti OSHA (Occupational Safety and Health Administration) di Amerika Serikat membatasi paparan benzena di tempat kerja maksimal 1 ppm selama 8 jam kerja. WHO juga menggolongkan benzena sebagai zat berbahaya dengan batas konsentrasi sangat ketat di udara dan air minum. Implikasi regulasi ini adalah bahwa pabrik benzena harus dilengkapi dengan sistem kontrol emisi

yang ketat, termasuk *flare system*, unit insinerasi, serta detektor kebocoran gas untuk menjaga keamanan pekerja dan lingkungan.

Selain isu lingkungan, aspek keberlanjutan juga semakin penting dalam industri benzena. Tren global menuju ekonomi rendah karbon mendorong perlunya proses produksi yang lebih efisien energi dan rendah emisi. Dalam konteks ini, pemanfaatan feedstock batubara seperti *light oil* sering dipertanyakan karena dianggap memiliki jejak karbon lebih tinggi dibanding feedstock berbasis minyak bumi atau biomassa. Namun, integrasi dengan teknologi *carbon capture and storage* (CCS) serta penggunaan hidrogen biru atau hijau dapat meningkatkan keberterimaan proses ini. Beberapa studi menunjukkan bahwa integrasi antara pabrik benzena berbasis *light oil* dengan fasilitas gasifikasi batubara dapat menghasilkan sinergi energi, di mana panas buang dapat dimanfaatkan kembali, sehingga menurunkan intensitas energi per ton produk.

Dengan demikian, benzena dapat dipandang sebagai komoditas petrokimia strategis dengan peran vital dalam rantai pasok industri kimia global. Produksi benzena dari *light oil* menawarkan peluang besar, khususnya di negara-negara dengan keterbatasan pasokan nafta atau harga minyak yang fluktuatif. Akan tetapi, tantangan besar juga ada, terutama dalam hal pengendalian emisi, kesehatan kerja, serta efisiensi energi. Oleh karena itu, dalam prarancangan pabrik benzena dari *light oil*, aspek teknis, ekonomi, dan lingkungan harus dianalisis secara holistik agar proyek dapat berjalan berkelanjutan.

2.4 Proses Pembuatan Benzena

Beberapa proses dalam pembuatan benzena secara komersial antara lain:

2.4.1 *Cataytic Reforming/Separation*

Proses *catalytic reforming* merupakan proses yang dilakukan untuk mengubah naptha dan paraffin yang terdapat dalam gasoline dengan angka oktan rendah menjadi angka oktan yang tinggi

dan mengandung senyawa aromatis. Pada *catalytic reforming*, katalis yang sering digunakan adalah *molybdenum-alumina* dan *platinum-alumina*. Proses *catalytic reforming* awalnya diperkenalkan pada awal tahun 1950-an. Proses ini dikembangkan untuk mengubah *naphtalene* dan *paraffin* yang terdapat pada *gasoline* dengan meningkatkan angka oktan rendah menjadi angka oktan yang tinggi dan mengandung senyawa aromatis. Proses terjadi pada suhu dan tekanan tinggi diatas atmosfer. Pada proses *catalytic reforming* menggunakan katalais yang sering digunakan adalah *molybdenumalumina* dan *platinum-alumina*. Kondisi operasi pada reaktor yaitu pada suhu 425-525°C dan tekanan 7-34,5 atm . Kemurnian produk yang dihasilkan sebesar 90% dan konversi reaksi 70% (Mc Ketta, 1977). Pada proses *catalytic reforming* menggunakan alat reaktor yang dimana masing-masing reaktor sudah mengandung katalis. Ketika salah satu katalis diregenerasi maka reaktor yang lain akan tetap beroperasi. Reaksi yang terjadi pada *catalytic reforming* meliputi:

- a. *Isomerisasi paraffin*
- b. *Hydrocracking*
- c. *Isomerisasi/dehidrogenerasi cyclohexane*
- d. *Dehidrogenerasi paraffin*

2.4.2 *Pyrolysis Gasoline*

Pyrolysis gasoline atau *pygas* merupakan campuran hidrokarbon dengan rentang karbon antara C₅ hingga C₁₂ yang dihasilkan sebagai produk samping dari proses *pyrolysis* *naphtha* pada produksi etilena dan propena. Fraksi ini memiliki kandungan senyawa aromatik yang cukup tinggi, yaitu sekitar 40–80% dari total campuran, dengan fraksi benzena berkisar antara 30–50%.

Karena kandungan aromatiknya yang tinggi, *pygas* banyak dimanfaatkan sebagai bahan baku untuk menghasilkan senyawa aromatik seperti benzena, toluena, dan xylene (BTX). Namun,

dalam bentuk mentah (*raw pyrolysis gasoline*), fraksi ini masih mengandung senyawa tak jenuh yang bersifat reaktif sehingga perlu dilakukan proses hidrogenasi terlebih dahulu untuk meningkatkan kestabilannya.

Proses pemurnian *pygas* menjadi benzena umumnya meliputi tahapan distilasi fraksional untuk memisahkan fraksi C₆–C₈, dilanjutkan dengan hidrogenasi selektif serta ekstraksi aromatik menggunakan pelarut tertentu. Hasil akhir proses ini berupa benzena dengan tingkat kemurnian tinggi yang dapat digunakan sebagai bahan baku utama dalam industri kimia.

2.4.3 *Coke Oven Light Oil*

Meskipun sebagian besar benzena diperoleh dari turunan minyak bumi, sebagian lainnya dapat dihasilkan dari proses distilasi *coke oven light oil*, yaitu fraksi cair yang diperoleh sebagai hasil samping dari proses karbonisasi batubara pada pembuatan kokas. *Light oil* ini mengandung senyawa aromatik seperti benzena, toluena, dan xylene yang dapat dipisahkan melalui proses pemurnian lanjutan agar memenuhi spesifikasi industri (EPA, 2002)

Ada beberapa metode yang dapat dilakukan untuk mengambil *Benzena* dari *Light Oil*, diantaranya:

1. Proses Pencucian Asam

Pada proses ini *Light Oil* dicampur dengan asam sulfat pekat dimana hidrokarbon dan thiophene dalam *Light Oil* akan bereaksi dengan asam membentuk lumpur asam.

Benzena yang dihasilkan dari metode ini masih memiliki kandungan thiophene yang cukup tinggi, sekitar 100-400 ppm. Hal ini mengakibatkan Benzena yang dihasilkan dari proses pencucian asam ini tidak dapat digunakan pada sejumlah reaksi kimia, terutama reaksi-reaksi yang menggunakan katalis yang sensitif terhadap senyawa sulfur. Selain itu proses pencucian asam ini menghasilkan limbah lumpur asam yang menimbulkan masalah polusi yang cukup besar.

2. Proses *Hydrotreating*

Pada proses ini umpan *light oil* cair dikontakkan dengan arus hidrogen melalui tumpukan katalis tertentu sehingga thiophene dalam *light oil* akan terhidrogenasi menjadi H₂S. Benzena yang dihasilkan oleh proses *hydrotreating* memiliki kandungan thiophene yang cukup rendah (sekitar 1 sampai 10 ppm). Suhu operasi pada proses ini adalah 750 °F sedangkan tekanan operasi berkisar antara 500-1500 psig. Namun suhu reaksi yang rendah, menyebabkan paraffin yang terkandung dalam *light oil* tidak dapat ter-*hydrocracking*. Paraffin ini (biasanya berupa isoheptan) sulit untuk dipisahkan dari Benzena dengan proses distilasi biasa karena titik didihnya yang sangat dekat dengan Benzena. Kandungan paraffin tersebut akan mempengaruhi titik beku Benzena sehingga tidak dapat memenuhi spesifikasi yang dibutuhkan. Biasanya proses *hydrotreating* ini kemudian diikuti oleh proses untuk menghilangkan paraffin yang masih terikut. Proses-proses yang biasa digunakan antara lain kristalisasi, superfraksinasi dan distilasi azeotropis. Adanya proses lanjutan untuk penghilangan paraffin ini menyebabkan proses *hydrotreating* menjadi mahal.

3. Proses *Litol*

Saat ini telah dikembangkan suatu proses baru untuk mengambil Benzena dari *light oil* yang dikenal dengan proses *litol* menggunakan *light oil* dan hidrogen.

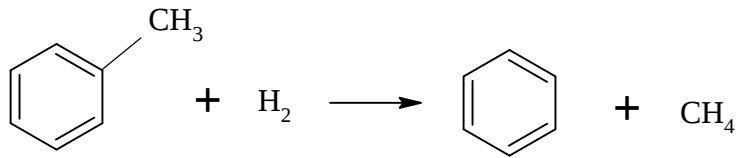
Pada proses ini umpan *light oil* yang telah diuapkan dilewatkan pada tumpukan katalisator bersama dengan arus hidrogen. Dengan suhu reaksi berkisar 775-838 K dan pada tekanan 1,6 atm.

Reaksi – reaksi yang terjadi dalam reaktor litol meliputi:

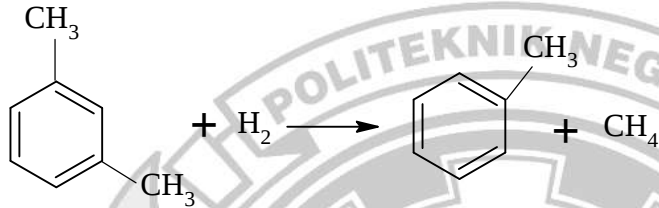
a. *Hidrotreating*

Reaksi hidrotreating terjadi terhadap senyawa-senyawa alkilbenzena yaitu toluena, xylene, etilbenzena dan styrene.

- Reaksi *hidrodealkilasi* toluena:

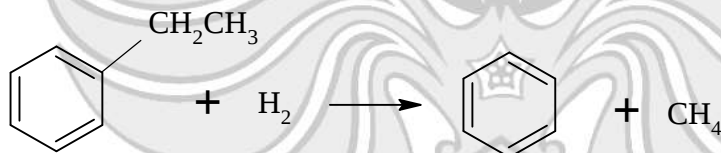


- Reaksi *hidrodealkilasi* xilena:

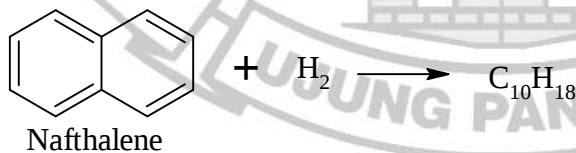


Selanjutnya toluena yang terbentuk pada reaksi (2) akan terhidrodealkilasi menjadi benzena menurut persamaan reaksi (1)

- Reaksi *hidrodealkilasi* etilbenzena:

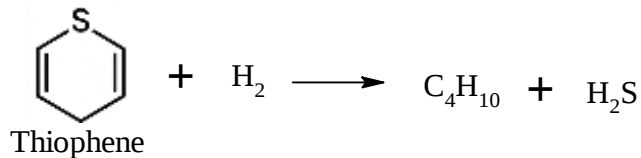


- Reaksi *hidrodealkilasi* nathalena:



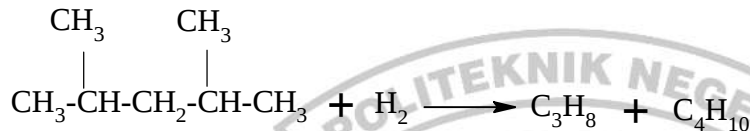
b. Hidrodesulfurasi

Reaksi *hidrodesulfurasi* terjadi pada senyawa thiophena:



c. Hydrocracking

Reaksi cracking terjadi pada senyawa parafin (isoheptan):



Reaktor bekerja pada kisaran suhu 775-838 K. Pada reaksi hidrobealkilasi biasanya digunakan perbandingan H₂:alkilbenzena dimana hidrogen lebih besar. Hal ini dimaksudkan untuk menghindari terjadinya reaksi samping pembentukan bifenil. Selain itu penggunaan H₂ yang berlebih juga berfungsi untuk mengendalikan suhu dalam reaktor. Pada proses ini dipilih perbandingan H₂:alkilbenzena = 1,5:50.

2.5 Seleksi Proses

Berdasarkan ketiga proses yaitu proses *Catalytic Reforming/Separation*, proses *Pyrolysis Gasoline*, dan proses *Coke Oven Light Oil Distillation*. Ketiga proses tersebut memiliki parameter yang berbeda-beda. Berdasarkan perbedaan parameter-parameter tersebut system pembuatan benzena dapat di lihat pada tabel 2.1

Perbandingan proses pembeuatan benzena dapat dilihat pada tabel 2.1

Tabel 2.1 Perbandingan Proses pembuatan Benzena

Proses Parameter	Catalytic Reforming/Separation	Pyrolysis Gasoline	Coke Oven Light Oil
---------------------	-----------------------------------	-----------------------	------------------------

Bahan Baku	Naphta dan Paraffin	Pyrolysis Gasoline	light oil dan Hidrogen
Katalis	Platinum alumina	Nikel	Cromia Nikel
Kondisi Operasi	T = 425 – 525 °C P = 7 – 34,5 atm	T = 150 – 200 °C P = 20 atm	T = 482 – 566 °C P = 1,6 atm
Konversi	70%	-	90 – 98%
yield	-	-	>99%
Kemurnian Produk	90%	50%	>99,9%

(Sumber: Irawan, 2021)

Pemilihan proses pengambilan benzena dari *light oil* dilakukan dengan meninjau beberapa variable yang menjadi komponen penting dalam pemilihan proses suatu produksi. Adapun variabel-variabelnya dapat dilihat pada tabel 2.3 berikut:

Perbandingan proses pengambilan benzena dari *light oil* dapat dilihat pada tabel 2.2

Tabel 2. 2 Perbandingan Proses Pengambilan Benzena dari *Light Oil*

Proses Pembuatan	Suhu (°F)	Tekanan (atm)	Kandungan thiophene (ppm)	Konversi (%)	Kemurnian (%)
Proses Pencucian Asam	-	-	100 - 400	99	96
Proses <i>Hydrotreating</i>	750	34 - 102	1 - 10	99	98
Proses <i>Litol</i>	900	1,6	<1	99	99

(Sumber: Amir, 2021)

Proses yang dipilih untuk pengolahan *light oil* berdasarkan hasil pertimbangan adalah proses litol, karena tingkat konversi dan kemurniannya yang lebih tinggi dibandingkan proses yang lain. Selain itu proses ini tidak menghasilkan limbah yang dapat mencemari lingkungan dan menghasilkan benzena dengan kandungan thiophene 1 ppm dimana tingginya kadar thiophene mengakibatkan benzena tidak dapat digunakan pada sejumlah reaksi.

BAB XII KESIMPULAN

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi (Suhu dan Tekanan Operasi) yang rendah dan pabriknya pernah dibuat sebelumnya, maka pabrik benzena dari *light oil* tergolong sebagai pabrik, beresiko rendah. Perhitungan evaluasi ekonomi menunjukkan:

1. *Persen Return on Investment* (ROI) sebelum pajak besarnya 36,26% dan setelah pajak 25,38%. Jika nilai ROI kurang dari 15% maka pengembalian modal rendah
2. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 2,33 tahun dan setelah pajak 3,12 tahun. POT diatas 5 tahun dianggap terlalu beresiko.
3. *Break Even Point* (BEP) besarnya 50,63%. Pendirian pabrik kimia umumnya BEP sebesar 50% sampai 60%.
4. *Shut Down Point* (SDP) besarnya 16,73%. Pendirian pabrik kimia umumnya SDP maksimum sebesar 40%
5. *Discount Cash Flow* (DCF) besarnya 17,83%. Suku bunga pabrik pada saat ini sekitar 10%, jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil evaluasi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik benzena dari *light oil* dengan kapasitas 200.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Agustriyanto, Rudy *et al.* 2024. *Simulation of the Hydrodealkylation of Toluena Using Conversion Reactor*. Jurnal Sains dan Teknologi, 5(1) : 19-26
- Amir, Khusnul Arifah dan Nurul Izza Yusuf. (2021). Prarancangan Pabrik *Benzena* dari Light Oil dengan Kapasitas 55.000 Ton/Tahun. Skripsi. Teknik Kimia. Politeknik Negeri Ujung Pandang
- ArcelorMittal, n.d. *Benzole. Product Description, Europe*, ([Benzole - ArcelorMittal Europe](#)), diakses 27 Maret 2025
- ASME. 2013. *Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC)*.
- Badan Pusat Statistika. 2024. *Data Ekspor dan Impor Benzena*. (<https://www.bps.go.id>), diakses 29 November 2024.
- Brownell, Lloyd E. Edwin H Young. 1959. *Equipment Design*.
- Chemfab Alkalis Limited. 2020. *Material Safety Data Sheet: Hydrogen Gas (Compressed)*. India
- Fardhyanti, Dewi Selvia *et al.* 2011. *Characterization of the Indonesian Coal Tar*. Jurnal Teknik Kimia, Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta.
- Geankopis, C.J. 2003. *Transport Process and Unit Operation*. Prentice Hall International, Tokyo.
- Geankopolis, C. J. 1993. Rate Of Drying Curves. In *Transport Process and Unit Operations* (p. 538).
- HR, Y. 2014. *E-Learning Keselamatan dan Kesehatan Kerja* (Vol. 17).
- IEA. 2022. *Global Hydrogen Review*. International Energy Agency.

International Agency for Research on Cancer. 2018. *Benzena*. IARC Monographs On The Evaluation Of Carcinogenic Risks To Humans, Vol 120, Lyon, France.

Intratec. 2024. *Benzena Price Worlwide*. ([Benzena Price - Current & Forecasts | Intratec.us](#)) diakses 17 Agustus 2025.

Intratec. 2024. *Benzena Production From Light Oil*. Commodity Production Costs, Vol 36, USA.

Irawan, ari. (2021). Prarancangan Pabrik *Benzena* dari Coke Light Oil dan Hidrogen dengan Proses Coke Oven Light Oil Destillation Metode Litol Dengan Kapasitas 300.000 Ton/Tahun. Skripsi. Teknik Kimia. Universitas Malikussaleh: Aceh Utara.

JFE Chemical Corporation. 2019. *Material Safety Data Sheet: Coke Oven Light Oil*. Tokyo.

Jin Deng *et al.*, 2024. *Catalytic Upgrading of Coal Tar to Produce Value-Added Chemicals and Fuels: A Riview on Processes, Catalytic Mechanisms and Catalysts*. *Chemical Engineering Journal*, (Online), vol 500, 157420, ([Catalytic upgrading of coal tar to produce value-added chemicals and fuels: A review on processes, catalytic mechanisms and catalysts - ScienceDirect](#)), diakses 25 Maret 2025.

Kern's. (1983). *Process Heat Transfer*.

Lei Zhang *et al.* 2025. *Effect of Coal Tar Components and Thermal Polycondensation Conditions on the Formation of Mesophase Pitch*. *Chemical Engginering Journal*, (Online), 18(5) : 4-6, ([Effect of Coal Tar Components and Thermal Polycondensation Conditions on the Formation of Mesophase Pitch](#)), diakses 27 Maret 2025.

Matches. Index of Process Equipment. 2024. ([Index of Process Equipment Costs](#)), diakses 20 Agustus 2025.

McKetta, John J. 1992. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol 4, New York.

Perry, Robert H. Don W Green. 1997. *Peery's Chemical Engineerings' Hanbook*. Seventh Edition.

- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *PDandEforC Engineers.pdf*. In *Plant design and economics for chemical engineers*.
- Polaris Market Research. 2025. *Benzena Market Report, Trend Analysis and Forecast, 2025-2034*. ([Benzena Market Report: Size, Share & Growth Analysis, 2034](#)), diakses 25 maret 2025.
- Pratomo, Wahyudi Eko *et al.* 2021. *Energy Analysis Study of Coal Tar Distillation Process by Feed Splitting Method*. Jurnal Sains dan Teknologi, 17(02) : 286.
- RepotrLingker. 2022. *Indonesian Benzene Industrial Outlook 2022-2026*. ([Indonesia Benzene Industry Outlook 2022 - 2026](#)), diakses 25 Maret 2025.
- Rostrup-Nielsen. (2005). *Manufacture of Hydrogen*. Topics in Catalysis, 34(1–4), 45.
- Sigma-Aldrich. 2006. *Material Safety Data Sheet: Benzene*. Laboratory Chemicals, Manufacture of Substances, Canada.
- Statistik Minyak dan Gas Bumi. 2024. *Data Produksi Benzene di Indonesia*. (www.migas.esdm.go.id), diakses 29 November 2024
- U.S. Environmental Protection Agency (EPA). 2002. *Toxicological Review of Benzene (Non Cancer Effects)*. Washington.
- Ulrich Gael D. 1984. *Buku_Ulrich_A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics-pdf.pdf*. 484.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 36 Tahun 2018 Tentang Pajak Penghasilan. 2024. Maulida Rani.
- Walas, Stanley M. 1993. *Chemical Process Equipment. Select and Design*.
- Yaws, Carl L. 1999. *Chemical Properties Handbook*.

Yuzhuo Zhang. 2021. *Shenhua Coal Conversion Technology and Industry Development*. Shenhua Group Corporation Ltd, China.

