

Pra Desain Pabrik Asam Klorida dari Elektrolisis Garam Industri

Kevin, Vincentius Lukas Aria, Renanto Handogo, dan Juwari Purwo Sutikno
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)
e-mail: vincentlukas275@gmail.com

Abstrak—Pra-desain pabrik asam klorida (HCl) akan didirikan di Kota Gresik, Jawa Timur. Pabrik ini memiliki kapasitas produksi 50.000 ton/tahun. Produk yang dihasilkan adalah larutan HCl 33% dan produk samping larutan NaOH 32%. Bahan baku utama yang digunakan adalah garam industri NaCl beserta beberapa bahan baku penunjang seperti asam sulfat (H_2SO_4) 98%, natrium karbonat, dan bahan pretreatment lainnya. Metode produksi yang digunakan adalah elektrolisis garam klorida (NaCl) yang menghasilkan gas H_2 dan Cl_2 yang kemudian direaksikan untuk membentuk HCl. Mula-mula, garam masuk ke unit pretreatment dengan tujuan untuk menghilangkan *impurities* pada garam. Garam akan dilarutkan dengan air dan ditambahkan natrium karbonat serta flocculant sebagai reagen. Pengotor-pengotor akan terendap sebagai $CaCO_3$ dan $MgCO_3$. Larutan garam yang sudah bersih kemudian masuk ke sel elektrolisis. Tipe sel elektrolisis yang digunakan adalah sel membrane agar menghasilkan yield Cl_2 yang optimal serta meminimalisir penggunaan energi listrik dalam prosesnya. Pada bagian anoda, ion Cl^- teroksidasi menghasilkan gas Cl_2 . Sementara pada bagian katoda akan diumpankan larutan NaOH 30,5%. Pada katoda, air akan tereduksi menghasilkan gas H_2 sementara ion Na^+ pada anoda akan bergerak melalui membran berikatan dengan ion OH^- menghasilkan larutan NaOH dengan konsentrasi 32% sebagai produk samping. Gas reaktan Cl_2 dan H_2 akan melalui proses treatment untuk menghilangkan air. Gas Cl_2 perlu dibersihkan dari air sebab Cl_2 basah bersifat korosif [1]. Proses dilakukan dengan cara pendinginan sehingga air terkondensasi, dilanjutkan dengan penyerapan air oleh larutan H_2SO_4 pekat. Sementara itu, H_2 dipisahkan dari air melalui pendinginan. Gas yang cukup terbebas dari air direaksikan dalam reaktor untuk membentuk gas HCl. Gas HCl kemudian dikontakkan dengan air dalam *falling film absorber* sehingga terbentuk larutan HCl 33%. Pabrik ini memerlukan *capital expenditure* sebesar Rp 549.807.392.118 dan *operating expenditure* sebesar Rp 148.890.808.466. Melalui analisa ekonomi didapat NPV pabrik senilai Rp 2.040.057.494.912, IRR sebesar 32,29%, POT 3,75 tahun, dan BEP 22,45%. Berdasarkan analisa tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik HCl ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci—Asam Klorida (HCl), Elektrolisis, Garam (NaCl), Klorin (Cl_2), Natrium Hidroksida (NaOH).

I. PENDAHULUAN

INDONESIA adalah negara dengan populasi terbanyak ke-4 di dunia mencapai 270 juta jiwa. Hal ini memberikan gambaran bahwa kebutuhan dasar bagi warga negara Indonesia cukup tinggi. Dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri, sektor industri membutuhkan pasokan bahan-bahan anorganik dalam memulai proses produksinya. Salah satu bahan anorganik yang memiliki aplikasi yang beragam dalam sektor industri adalah asam klorida (HCl). Asam klorida adalah senyawa yang fleksibel dan dapat digunakan untuk produksi berbagai industri seperti dalam proses permunian logam seperti timah, proses *electroplating*, bahan penghilang kerak pada *boiler*, sebagai katalis, sebagai

Tabel 1.
Data Kegiatan Ekspor Impor Asam Klorida di Indonesia

Tahun	Ekspor (kg)	Impor (kg)
2014	0	7.645.047
2015	288.000	3.138.634
2016	5.399.189	2.549.098
2017	5.962.382	1.279.557
2018	0	3.085.672
2019	0	11.447.169

pelarut dalam sintesis bahan organik, produksi pupuk dan pestisida, bahan baku pewarna, reagen dalam hidrolisis pati dan protein dalam industri makanan, sektor fotografi, tekstil, dan karet.

Dalam perkembangannya di Indonesia, Kementerian Perindustrian Republik Indonesia terus menggenjot pertumbuhan industri kimia. Hal ini dikarenakan demi menuju era Industri 4.0. Selain itu, industri bahan-bahan kimia menjadi tulang punggung bagi keberlangsungan produksi sektor industri lain. Dengan semakin meningkatnya pertumbuhan industri petrokimia di Indonesia, keberadaan bahan-bahan kimia demi menjalankan roda perekonomian Indonesia semakin dibutuhkan. Hal ini menandakan kebutuhan asam klorida demi menunjang ekonomi Indonesia sangatlah penting.

Bahan baku yang terjangkau dalam memproduksi asam klorida adalah garam klorida seperti NaCl. Secara garis besar, produksi asam klorida secara massal dapat dilakukan melalui dua cara yaitu proses sintesis langsung dari gas hidrogen dan klorin yang didapat dari elektrolisis larutan NaCl dan pembuatan dengan proses kontak antara garam klorida dengan asam sulfat. Selain itu, asam klorida juga dapat diperoleh sebagai produk samping dari produksi bahan-bahan organik seperti 1,2-dikloroetana. Produksi dengan elektrolisis memiliki biaya produksi yang paling kecil dibandingkan dengan metode lain. Proses ini juga sudah dipakai di berbagai negara dalam produksi asam klorida seperti Amerika Serikat, Uni Eropa, Jepang, dan sebagainya.

Indonesia pernah melakukan ekspor asam klorida ke beberapa negara tetangga seperti Vietnam dan Singapura (Tabel 1), namun mulai pada tahun 2018, kegiatan ekspor asam klorida tidak dilakukan oleh Indonesia. Sementara itu, kebutuhan konsumsi dalam negeri dan impor akan asam klorida tetap tinggi. Hal ini menimbulkan kesenjangan antara permintaan dan penawaran (Tabel 2).

Dilansir dari tempo.com, Menteri Riset dan Teknologi, Bambang Brodjonegoro mengatakan bahwa industri bahan kimia dalam negeri juga masih belum mampu dalam memenuhi kebutuhan industri farmasi dan sektor-sektor lain di Indonesia. Beliau juga menambahkan, kurangnya investasi yang strategis menyebabkan kelesuan dalam produksi bahan-bahan kimia termasuk asam klorida. Hal ini

Tabel 2.
Data Kegiatan Produksi dan Konsumsi Asam Klorida di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	Konsumsi (kg)
2014	298.000.000	316.445.564
2015	298.000.000	358.804.329
2016	298.000.000	337.804.552
2017	298.000.000	326.068.387
2018	298.000.000	343.803.256



Gambar 1. Data Persebesaran Permintaan HCl pada Skala Global.

tentu sangat disayangkan mengingat Indonesia merupakan negara maritime dan memiliki sumber daya alam akan garam yang melimpah.

Dalam skala global, pasar kebutuhan asam klorida memiliki peluang yang baik secara ekonomis (Gambar 1). Pertumbuhan permintaan akan asam klorida secara konsisten naik sebesar 5% dari tahun ke tahun. Faktor pendorong peningkatan ini adalah tumbuhnya industri baja, otomotif, dan perminyakan di dunia. Hal ini mendorong permintaan akan asam klorida yang merupakan bahan esensial dalam proses produksi barang-barang tersebut. Pertumbuhan pasar ini didominasi oleh negara-negara Asia-Pasifik seperti Tiongkok, Jepang, dan India [2].

II. TEKNOLOGI PRODUKSI DAN SELEKSI PROSES

Secara umum, proses produksi asam klorida secara massal dapat dilakukan melalui dua cara yaitu sistensis unsur dari elektrolisis garam klorida dan proses kontak antara garam klorida dan asam sulfat[5–8]. Sementara itu asam klorida juga dihasilkan dari produk samping proses pembuatan *dichloromethane/trichloromethane* melalui klorinasi *methane*, proses penguraian besi klorida dalam pengolahan baja, serta pembakaran limbah organik [7]. Proses pembentukan asam klorida dengan metode elektrolisis garam adalah dengan mereaksikan antara senyawa hidrogen (H_2) dan klorin (Cl_2). Kedua reaktan tersebut didapat melalui proses elektrolisis garam klorida. Elektrolisis larutan garam klorida pada daerah katoda menghasilkan gas hidrogen sementara itu pada daerah anoda menghasilkan gas klorin [8]. Tabel 3 merupakan tabel perbandingan sintesis asam klorida antara elektrolisis garam NaCl dan sintesis dengan reaksi antara garam dan asam sulfat (proses Mannheim).

Dari perbandingan Tabel 3, maka metode sintesis HCl melalui elektrolisis garam atau proses klor-alkali dipilih sebagai proses utama. Hal ini dikarenakan metode tersebut dapat memberikan keuntungan lebih besar karena menggunakan bahan baku yang murah, menghasilkan HCl dalam jumlah besar dengan kebutuhan energi yang

Tabel 3.
Perbandingan Metode Sintesis HCl

Metode	Kelebihan	Kekurangan
Elektrolisis garam	Bahan baku lebih murah, suhu reaktor yang dibutuhkan lebih rendah, kebutuhan pemanas dan pendingin yang lebih rendah, ramah lingkungan	Membutuhkan pasokan daya listrik yang, biaya kapital cukup tinggi, tekanan reaktor lebih tinggi daripada tekanan atmosferik
Proses Mannheim	Biaya capital lebih rendah, tekanan reaktor pada kondisi atmosferik, menghasilkan natrium sulfat yang memiliki nilai jual cukup baik.	Bahan baku lebih mahal, suhu reaktor lebih tinggi, kebutuhan energi lebih banyak, reaktor lebih rentan korosi.

Tabel 4.
Perbandingan Tipe Sel Elektrolisis

Tipe Sel	Kelebihan	Kekurangan
Sel diafragma	Tidak memerlukan garam dengan kemurnian tinggi, dapat menggunakan garam tanah, kebutuhan energi listrik rendah (2100 kWh/ton Cl_2)	Menggunakan material asbestos yang mahal, kebutuhan <i>steam</i> yang banyak, kemurnian NaOH dan Cl_2 rendah, sel sensitive terhadap tekanan
Sel merkuri	Sebanyak 50% NaOH didapat dari sel, hanya memerlukan pemurnian garam yang sederhana.	Menggunakan merkuri yang merupakan bahan berbahaya, memerlukan garam kristal, biaya operasi sel yang mahal, kurang ramah lingkungan, dan membutuhkan luas area yang besar.
Sel membran	Kebutuhan energi total terendah (2400 kWh/ton Cl_2), biaya kapital murah, biaya operasi sel murah, kemurnian NaOH tinggi, sel tidak sensitive terhadap perubahan kondisi operasi.	Menggunakan garam kristal, memerlukan kemurnian garam yang tinggi, terdapat gas oksigen dalam Cl_2 , harga membran yang mahal.

minimum, dan lebih ramah lingkungan.

Dalam menjalankan proses elektrolisis garam, dikenal tiga tipe sel elektrolisis yaitu sel diafragma, sel membran, dan sel merkuri. Tabel 4 merupakan tabel perbandingan tipe sel elektrolisis [11–13].

Dari Tabel 4 maka dipilihlah sel membrane tipe sel elektrolisis dalam produksi asam klorida ini. Hal ini dikarenakan sel membrane membutuhkan energi yang lebih kecil dan kemurnian produk yang tinggi dalam operasinya.

III. KAPASITAS DAN LOKASI PABRIK

Untuk menghitung kapasitas pabrik, maka dilakukan ekstrapolasi data ekspor, impor, konsumsi, dan produksi Indonesia untuk produk HCl pada tahun 2026. Proses ekstrapolasi ini dilakukan dengan membuat grafik garis *trend* terhadap tahun berjalan. Kebutuhan HCl nasional didapat menggunakan persamaan berikut.

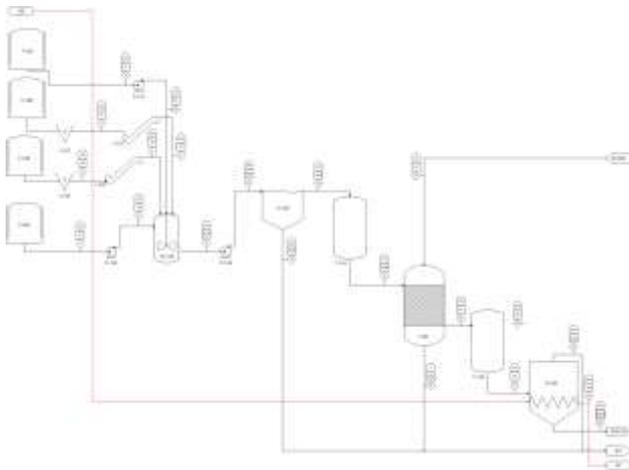
$$\text{Kebutuhan} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

Didapatkan bahwa kebutuhan nasional Indonesia untuk HCl pada 2026 diprediksi sebesar 50.726 ton. Sehingga kapasitas pabrik yang akan didirikan ditetapkan sebesar 50.000 ton/tahun.

Lokasi dari suatu pabrik akan sangat menentukan nilai performa dan ekonomi dimana kegiatan usaha tidak akan



Gambar 2. Hasil Akhir Pembobotan Lokas Pabrik HCl dengan Expert Choice.



Gambar 3. Diagram Alir Tahap Pre-Treatment.

lepas dari pembelian-penjualan barang dan pengadaan tenaga kerja. Mengingat pentingnya lokasi usaha bagi kegiatan usaha apapun, sehingga dalam memilih lokasi usaha harus dengan penuh pertimbangan. Menurut Herjanto, 2007 dalam mendapatkan lokasi suatu pabrik yang tepat, perlu untuk memperhatikan faktor – faktor yang berkaitan dengan kegiatan usaha pabrik. Faktor – faktor itu antara lain letak sumber bahan baku, letak pasar/konsumen, aksesibilitas dan infrastruktur, ketersediaan tenaga kerja, geologi dan iklim, utilitas dan layanan pendukung, dan hukum yang berlaku. Untuk pendirian pabrik HCl dipilih tiga tempat potensial yaitu Gresik (Jawa Timur), Pati (Jawa Tengah), dan Cirebon (Jawa Barat). Hal ini dilihat dari kapasitas produksi garam di daerah tersebut. Penetapan lokasi pabrik dilakukan dengan pembobotan menggunakan software Expert Choice dengan hasil yang ditampilkan pada Gambar 2.

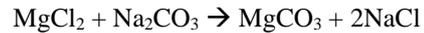
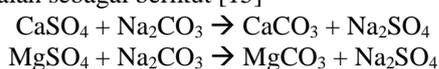
Dari hasil pembobotan tersebut ditetapkan bahwa lokasi pabrik HCl berada di Gresik, Jawa Timur.

IV. URAIAN PROSES

Dari seleksi proses yang dipilih, proses pembuatan HCl dibagi menjadi tiga bagian sebagai berikut.

A. Tahap Pre-Treatment

Tahap *pre-treatment* (Gambar 3) bertujuan untuk menghilangkan pengotor-pengotor yang terdapat dalam garam industri utamanya kalsium sulfat dan magnesium sulfat dalam garam industri [15 - 16]. Hal ini dikarenakan ion kalsium dan magnesium dapat membentuk kerak pada peralatan sehingga dapat merusak kelancaran proses. Mula-mula garam solid dibawa oleh *conveyor* (J-112) menuju tangki *mixer* (M-115). Ke dalam tangki *mixer* juga ditambahkan air, natrium karbonat (Na_2CO_3), dan *flocculant* sebagai reagen untuk mengendapkan pengotor. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut [15]



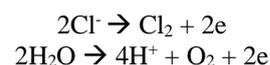
Kalsium karbonat dan magnesium karbonat tidak larut dalam air dan akan terendapkan sehingga dapat dipisahkan dari aliran proses. Sementara itu natrium sulfat akan larut dalam campuran namun senyawa ini tidak bersifat merusak peralatan sehingga keberadaannya tidak perlu dikhawatirkan. Adanya *flocculant* menyebabkan partikel-partikel padatan yang terbentuk terkoagulasi sehingga mudah untuk mengendap. Dari *mixer*, aliran masuk ke *clarifier* (K-110). Dalam alat ini, *sludge* padatan akan dipisahkan dari cairannya [16].

Aliran yang telah melewati *clarifier* belum sepenuhnya bersih dari ion kalsium dan magnesium karena masih ada ion-ion yang terlarut dalam campuran tersebut. Ion tersebut perlu dihilangkan hingga konsentrasinya di bawah 10 ppb. Alat yang tepat untuk ini adalah *ion exchanger* (I-120). Di dalam *ion exchanger* terdapat resin organik yang akan menangkap ion kalsium dan magnesium [17]. Setelah tertangkap, resin yang telah jenuh dengan ion kalsium dan magnesium, dapat diregenerasi kembali menggunakan asam kuat seperti larutan HCl produk 33% untuk melepas ion kalsium dan magnesium dari resin sehingga dapat digunakan kembali. Proses ini memiliki siklus sehingga bersifat *semi-batch* [18]. Selanjutnya *feed* NaCl masuk ke evaporator (D-123) untuk memekatkan larutan sebelum diumpankan menuju tangki resaturator.

B. Tahap Elektrolisis

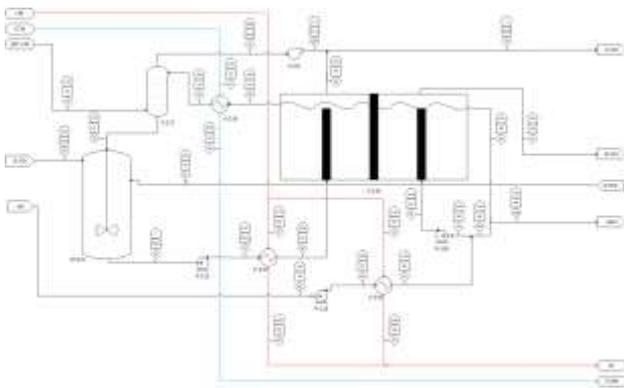
Pada tahap ini (Gambar 4), garam NaCl yang telah bersih akan dilakukan elektrolisis untuk menghasilkan gas hidrogen dan klorin. Mula-mula NaCl yang telah bersih akan masuk *Mixer* (M-211) sehingga didapatkan larutan NaCl jenuh 27% dengan penambahan larutan garam *recycle* dari sel *Dechlorinator* (S-217). Pada *Mixer* juga ditambahkan sedikit HCl untuk mengatur pH larutan antara 2-4,5. Hal ini bertujuan agar umur elektroda pada sel elektrolisis tahan lama [19].

Setelah itu larutan dialirkan oleh pompa (P-212) dan dipanaskan sampai 90°C menggunakan *heat exchanger* (E-213) sebelum menuju sel elektrolisis (V-210) bagian anoda. Pada bagian anoda NaCl jenuh akan terdisosiasi menjadi ion natrium dan klorin. Ketika diberi aliran listrik, ion klorin akan teroksidasi membentuk gas klorin sesuai reaksi berikut. Namun ion klorin bukan merupakan satu-satunya yang teroksidasi, melainkan air pun juga akan mengalami oksidasi sebagian sebagai reaksi samping [20]. Efisiensi anoda dalam menghasilkan gas klorin diasumsikan sebesar 94% [21].

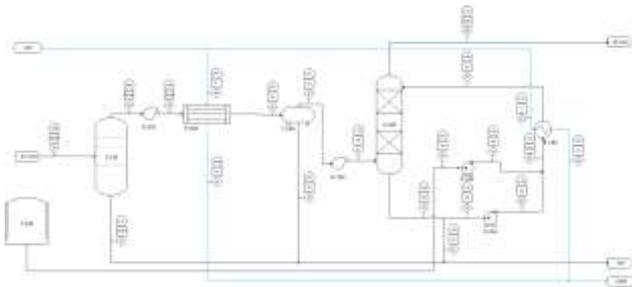


Pada bagian anoda larutan NaCl akan mengalami oksidasi sehingga membentuk gas klorin. Di dalam larutan akan tersisa ion Na^+ dan H^+ sebagai reaksi samping. Kedua ion positif ini akan berpindah melalui membran selektif menuju bagian katoda. Selain ion positif, air juga akan turut berpindah dikarenakan adanya aliran elektron antara anoda dan katoda. Diasumsikan nilai transfer air adalah 4 mol/F, yang berarti untuk 1 mol elektron akan diikuti perpindahan 4 mol air melalui membran.

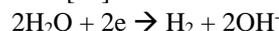
Sementara itu pada aliran katoda, dialirkan larutan NaOH *recycle*. Pada katoda reaksi reduksi yang terjadi adalah



Gambar 4. Diagram Alir Tahap Elektrolisis.

Gambar 5. Diagram Alir Tahap Treatment Cl₂.

untuk senyawa air. Namun, larutan yang ditambahkan adalah larutan NaOH. Hal ini bertujuan untuk mengurangi gradient temperatur dan pH pada bagian katoda [22]. Sebagian larutan akan di purge sebagai produk samping untuk menghindari kejenuhan NaOH pada sel. Sebelum masuk ke sel, larutan NaOH akan diberikan air tambahan untuk menurunkan konsentrasinya menjadi 30,5%. Air murni [23] dialirkan menggunakan pompa (P-214) dan dipanaskan menggunakan *heat exchanger* (E-215). Setelah tercampur dengan larutan NaOH, akan dipompa (P-218) menuju *Electrolyzer* (V-210) kembali. Pada bagian katoda, air akan tereduksi menghasilkan gas hidrogen. Ion natrium yang ada dalam anoda akan bergerak menuju katoda melalui membran dan berikatan dengan ion hidroksida hasil reaksi reduksi air sehingga membentuk NaOH. Konsentrasi NaOH keluaran ini sebesar 32%. Larutan NaOH akan diambil sebagian sebagai produk samping sementara sisanya akan dikembalikan ke *Electrolyzer*. Reaksi reduksi pada katoda adalah sebagai berikut [24].



Gas klorin dan hidrogen yang diperoleh akan dialirkan menuju area *treatment* masing-masing. Sementara itu, larutan NaCl 24% keluaran pada anoda masih mengandung gas klorin yang terperangkap di dalamnya. Maka, larutan ini dialirkan menuju *dechlorinator* (S-217) untuk melepaskan gas klorin di dalamnya menggunakan *dry air* pada tekanan rendah. Gas yang telah terlepas akan digabungkan dengan gas klorin keluaran sel elektrolisis. Sementara larutan NaCl 24% yang telah bebas dari gas klorin akan diumpungkan kembali ke *Mixer* (M-211) untuk diproses kembali.

C. Tahap Treatment Cl₂

Selanjutnya, gas klorin yang telah terbentuk masuk ke area *treatment* yang terdiri dari bagian pendinginan dan pengeringan. Proses *treatment* ini (Gambar 5) bertujuan untuk menghilangkan air yang ikut teruapkan bersama gas klorin pada proses sebelumnya. Uap air dapat menghambat

terjadinya proses reaksi HCl nantinya jika dibiarkan. *Treatment Cl₂* terbagi menjadi dua proses utama yaitu pendinginan dan pengeringan. Sebelum masuk ke *cooler*, gas klorin masuk ke *demister* (D-221). Tujuan dari alat ini adalah untuk memisahkan partikel aerosol uap air yang besar terlebih dahulu sehingga pendinginan dapat bekerja secara efisien. Partikel uap air yang besar (>3μm) akan terkondensasi dan dipisahkan dari gas [25].

Setelah itu, gas klorin basah dialirkan oleh *Blower* (G-221) masuk menuju sistem *cooler*. Pendinginan dilakukan sebanyak dua kali. *Cooler* (E-220) untuk didinginkan sampai 20°C menggunakan *chilled water*. Campuran gas-liquid dipisahkan kembali dengan *accumulator* (T-223) sehingga didapat aliran gas klorin dengan uap air yang sedikit.

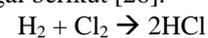
Untuk menghilangkan lebih banyak air, proses *treatment* selanjutnya adalah pengeringan. Teknik yang dimaksud di sini adalah mengontakkan aliran gas dengan larutan asam sulfat pekat. Larutan ini dapat menghilangkan air secara efisien. Proses kontak aliran gas dengan asam sulfat terjadi pada kolom *scrubber* (S-230). Mula-mula gas dari *accumulator* (T-223) dialirkan dengan *Blower* (G-231) menuju kolom *scrubber*. Larutan asam sulfat masuk dengan konsentrasi mula-mula 93% kemudian setelah berkontak dengan gas akan terbentuk larutan asam sulfat dengan konsentrasi yang lebih rendah dengan sedikit klorin yang terbawa dalam larutan. Keluaran gas akan dialirkan menuju *heat exchanger* (E-311) sebagai persiapan masuk ke reaktor. Sementara itu aliran liquid asam sulfat akan di-*recycle* kembali sebagai cairan pengontak. Sedangkan sisanya akan diteruskan dan dicampur dengan larutan asam sulfat pekat 98% menghasilkan asam sulfat 93%. Lalu, aliran ini didinginkan kembali menggunakan *chilled water* oleh *heat exchanger* (E-234) hingga suhu 20°C dan siap untuk digunakan kembali.

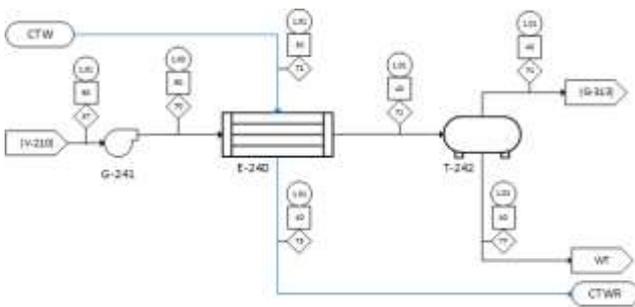
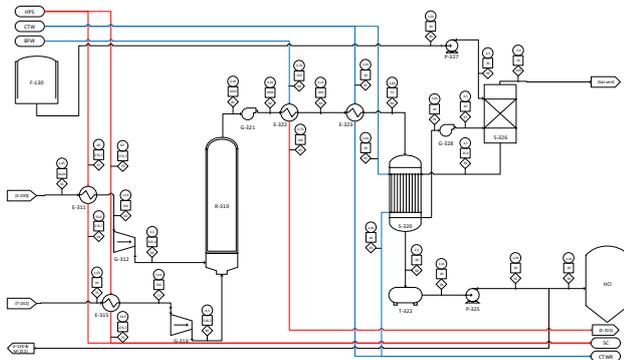
D. Tahap Treatment H₂

Sementara itu, untuk *treatment* hidrogen (Gambar 6) tidaklah terlalu rumit di mana proses yang terjadi hanya pendinginan. Hal ini disebabkan titik didih hidrogen sangat rendah sehingga dengan pendinginan sudah mampu menghilangkan sebagian besar air tanpa kehilangan adanya gas hidrogen. Gas hidrogen keluaran sel elektrolisis akan masuk ke *heat exchanger* (E-240) dialirkan oleh *blower* (G-241) untuk didinginkan sampai 40°C menggunakan *cooling water*. Setelah itu, aliran gas-liquid masuk ke *accumulator* (T-242) sehingga didapat gas hidrogen kering.

E. Tahap Sintesis HCl

Setelah reaktan diberi *treatment* masing-masing kedua aliran akan dimasukkan ke reaktor sintesis HCl (Gambar 7). Gas Cl₂ mula-mula dipanaskan hingga 300°C oleh *heat exchanger* (E-311) dan dikompres dengan kompresor (G-312). Gas H₂ juga dipanaskan hingga 250°C oleh *heat exchanger* (E-314) dan dikompres hingga 4,5 bar dengan kompresor (G-315). Tujuan pemanasan ini adalah sebab reaksi terjadi pada titik nyala 300°C dan 4,5 bar. Medium pemanas yang digunakan adalah *high pressure steam* dengan tekanan 60 bar. Setelah itu, kedua reaktan akan masuk ke reaktor (R-310). Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah sebagai berikut [26].



Gambar 6. Diagram Alir Tahap Treatment H₂.

Gambar 7. Diagram Alir Tahap Sintesis HCl.

Suhu aliran gas efluen dari reaktor diatur sehingga berada pada temperatur 1.000°C [27]. Konversi yang diharapkan terjadi adalah 99% [28].

Aliran gas efluen dialirkan oleh *blower* (G-321) kemudian didinginkan dengan *heat exchanger* (E-322) hingga suhu 200°C dengan sistem *steam generation*. Media pendingin pada *exchanger* ini adalah *boiler feedwater* yang berada pada suhu 150°C. Setelah itu, gas didinginkan lagi oleh *cooling water* pada *heat exchanger* (E-323) hingga suhu 55°C. Setelah didinginkan maka aliran gas efluen akan masuk ke *falling film absorber* (S-320). Pada kolom ini, gas akan dikontakkan dengan *liquid* efluen dari *tail tower* (S-323). Aliran *liquid tail tower* merupakan aliran yang telah mengalami proses kontak antara air dengan gas efluen dari *falling film absorber*. Proses absorbs mengeluarkan panas pelarutan antara HCl dengan air sehingga diberi media pendingin berupa *cooling water*. Pada efluen *tail tower* terbentuk larutan asam lemah HCl 21%. Setelah gas efluen reaktor dikontakkan dengan *liquid* efluen dari *tail tower*, maka aliran *liquid* akan turun ke tangki penampung (T-324) dengan konsentrasi HCl 33% [15-16], [31]. Aliran gas dari *falling film absorber* yang masih mengandung HCl akan diumpungkan menuju *tail tower* untuk dikontakkan dengan air murni dan menghasilkan gas efluen yang bersih dari HCl [30].

V. NERACA MASSA DAN ENERGI

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan, untuk menghasilkan larutan HCl 33% dengan kapasitas 50.000 ton/tahun, dibutuhkan bahan baku garam industri sebanyak 26.766,12 ton/tahun [33–40]. Kebutuhan ini diasumsikan untuk waktu operasi pabrik sebanyak 330 hari per tahun dengan 24 jam per hari [41-42]. Kebutuhan pemanas terbagi menjadi *low pressure steam* sebanyak 8.082,04 kg/jam dan *high pressure steam* sebanyak 454,4 kg/jam. Kebutuhan pendingin terbagi menjadi *cooling water* sebanyak

252.779,94 kg/jam, *chilled water* sebanyak 11.491,86 kg/jam, dan *boiler feedwater* sebanyak 2.692,85 kg/jam. Kebutuhan *power* untuk pabrik sebanyak 19.395,86 MWh [43–48].

VI. ANALISA EKONOMI

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi didapat bahwa *Capital Expenditure (CAPEX)* dari pabrik ini sebesar Rp549.807.392.118 dan *Operating Expenditure (OPEX)* dari pabrik ini sebesar Rp148.890.808.466 [49–52]. Kemudian, didapatkan *Pay Out Time (POT)* sebesar 3,75 tahun, *Internal Rate Return (IRR)* sebesar 32,29%, dan *Break Even Point (BEP)* sebesar 22,45% [51].

VII. KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan sebagai berikut: (1)Perencanaan Operasi: kontinu, 24 jam/hari, 330 hari; (2) Kapasitas Produksi: 50.000 ton/tahun larutan HCl 33%; (3)Bahan Baku: 26.766,12 ton/tahun garam industri; (4)Masa Konstruksi: 3 tahun; (5)Analisis Ekonomi: (a)Pembiayaan: *Capital Expenditure (CAPEX)*: Rp549.807.392.118; *Operating Expenditure (OPEX)*: Rp148.890.808.466; (b)Rehabilitasi Perusahaan: Laju Pengembalian Modal (*IRR*): 32,29% ; Waktu Pengembalian Modal (*POT*): 3,75 tahun ; *Break Even Point (BEP)*: 22,45%.

Dari hasil uraian diatas, dari segi teknis dan ekonomis terlihat bahwa *IRR* sebesar 32,29% berada di atas *WACC* sebesar 8,45%. Jangka waktu pengembalian modal (*POT*) selama 3,75 tahun, lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Berdasarkan kondisi seperti ini, pabrik HCl ini layak untuk didirikan.

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan terima kasih kepada Departemen Teknik Kimia FTI-RS ITS dan Laboratorium Rekayasa Sistem Proses, Teknik Kimia, FTI-RS ITS yang telah memberikan dukungan teknis dalam proses pengerjaan pra-desain pabrik ini.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] A. J. Kidnay, A. J. Kidnay, W. R. Parrish, and D. G. McCartney, *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Ohio: Ohio State University, 2011.
- [2] Kementerian Perindustrian, *Analisis Perkembangan Industri Pengolahan Non Migas Indonesia 2020*, Edisi IV. Jakarta : Kementerian Perindustrian , 2020.
- [3] Emmerson, "PEA demonstrates potential for low capex sop production with outstanding cashflow generation emmerson," *Angew. Chemie Int. Ed.* 6(11), 951–952., no. November, 1967.
- [4] Iwashita and et al, "United States patent (19) process," *United States Pat.*, no. 19, 1982.
- [5] J. G. Speight, *Industrial Inorganic Chemistry*, no. Chapter 2. Oxford : Butterworth-Heinemann, 2017.
- [6] E. J. Stauffe, "Manufacture of hydrogen chloride from salt and sulfuric acid," *United States Pat.*, vol. 2, no. 12, pp. 1–6, 2004.
- [7] National Toxicology Program, "Dichloromethane.," *Rep. Carcinog.*, vol. 12, pp. 148–150, 2011, doi: 10.1021/ed081p1415.
- [8] F. Franco, J. Prior, S. Velizarov, and A. Mendes, "A systematic performance history analysis of a chlor-alkali membrane electrolyser under industrial operating conditions," *Appl. Sci.*, vol. 9, no. 2, 2019, doi: 10.3390/app9020284.

- [9] Nexant, "PERP Program - Ethanol," *New Report Alert.*, pp. 1–5, 2006.
- [10] M. Paidar, V. Fateev, and K. Bouzek, "Membrane electrolysis—History, current status and perspective," *Electrochim. Acta*, vol. 209, pp. 737–756, 2016, doi: 10.1016/j.electacta.2016.05.209.
- [11] D. Sánchez-Aldana *et al.*, "Hypochlorite generation from a water softener spent brine," *Water (Switzerland)*, vol. 10, no. 12, 2018, doi: 10.3390/w10121733.
- [12] E. Herjanto, *Manajemen Operasi*, Edisi ketiga. Jakarta: Grasindo, 2007.
- [13] R. H. Perry and D. W. Green, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Seventh Edition. New York : McGraw-Hill, 1997.
- [14] A. Engineers, *Final Report On Process Engineering And Economic Evaluations Of Diaphragm And Membrane Chloride Cell Technologies*, no. 31. Illinois : Argonne National Laboratory, 1980.
- [15] BRIMAX, *Brine Preparation System Standardized Brine , Highest Hygiene*, Fairway Avenue, Lakeland : JBT. 2021. [Online]. Available: <https://www.jbtc.com/foodtech/products-and-solutions/products/brine-preparation/schroeder-brimax/>
- [16] B. S. Krumgalz, "Temperature dependence of mineral solubility in water. part 3. alkaline and alkaline earth sulfates," *J. Phys. Chem. Ref. Data*, vol. 47, no. 2, 2018, doi: 10.1063/1.5031951.
- [17] Am. Oil Chem. Soc (AOCS), *Official Methods and Recommended Practices of the American Oil Chemists' Society (Ca 5a-40)*, no. 4. Urbana, IL : AOCS Headquarters. 1996. [Online]. Available : <https://www.aocs.org/attain-lab-services/methods?SSO=True>
- [18] B. Shah and U. Chudasama, "Synthesis and characterization of a novel hybrid material as amphoteric ion exchanger for simultaneous removal of cations and anions," *J. Hazard. Mater.*, vol. 276, no. December 2017, pp. 138–148, 2014, doi: 10.1016/j.jhazmat.2014.05.031.
- [19] I. Garcia-Herrero, M. Margallo, J. Laso, R. Onandía, A. Irabien, and R. Aldaco, "Measuring the vulnerability of an energy intensive sector to the EU ETS under a life cycle approach: the case of the chlor-alkali industry," *Sustain.*, vol. 9, no. 5, 2017, doi: 10.3390/su9050837.
- [20] A. A. Jalali, F. Mohammadi, and S. N. Ashrafzadeh, "Effects of process conditions on cell voltage, current efficiency and voltage balance of a chlor-alkali membrane cell," *Desalination*, vol. 237, no. 1–3, pp. 126–139, 2009, doi: 10.1016/j.desal.2007.11.056.
- [21] R. Domga, G. Bertrand Noumi, and J. Bosco Tchatchueng, "Study of some electrolysis parameters for chlorine and hydrogen production using a new membrane electrolyzer," *Int. J. Chem. Eng. Anal. Sci.*, vol. 2, no. 1, pp. 1–8, 2017.
- [22] T. F. O'brien, T. V. Bommaraju, and F. Hine, *Handbook of Chlor alkali industry*. USA: Springer, 2005.
- [23] A. Vidal Dias, "Chlor-alkali membrane cell process," *Univ. Porto*, pp. 1–213, 2010.
- [24] T. Brinkmann, G. Giner Santonja, F. Schorcht, S. Roudier, and L. Delgado Sancho, *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Chlor-alkali. Industria Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control)*, EUR 26844. Luxembourg : Publications Office of the European Union, 2014.
- [25] F. Tampieri and C. Tomasi, "Size distribution models of fog and cloud droplets and their volume extinction coefficients at visible and infrared wavelengths," *Pure Appl. Geophys. PAGEOPH*, vol. 114, no. 4, pp. 571–586, 1976, doi: 10.1007/BF00875651.
- [26] S. Motupally, D. T. Mah, F. J. Freire, and J. W. Weidner, "Recycling chlorine from hydrogen chloride: A new and economical electrolytic process," *Electrochem. Soc. Interface*, vol. 7, no. 3, pp. 32–36, 1998.
- [27] M. Pelucchi, A. Frassoldati, T. Faravelli, B. Ruscic, and P. Glarborg, "High-temperature chemistry of HCl and Cl₂," *Combust. Flame*, vol. 162, no. 6, pp. 2693–2704, 2015, doi: 10.1016/j.combustflame.2015.04.002.
- [28] R. Reimlinger, J. Nester, D. Wright, D. Corwin, and J. McCloskey, "Conversion of Cl₂ gas streams to HCl using multiple fuel sources," *Int. Conf. Therm. Treat. Technol. Hazard. Waste Combustors 2016, IT3 2016*, pp. 91–100, 2016.
- [29] U. S. E. P. A. (EPA), *Hydrochloric Acid (Hydrogen Chloride)*, no. April 1992, p. 4. California : Environmental Protection Agency. 2000. [Online]. Available: <https://www.epa.gov/sites/default/files/2016-09/documents/hydrochloric-acid.pdf>
- [30] J. I. Yoon, T. T. Phan, C. G. Moon, H. S. Lee, and S. K. Jeong, "Heat and mass transfer characteristics of a horizontal tube falling film absorber with small diameter tubes," *Heat Mass Transf. und Stoffuebertragung*, vol. 44, no. 4, pp. 437–444, 2008, doi: 10.1007/s00231-007-0261-8.
- [31] R. M. Felder, R. W. Rousseau, and L. G. Bullard, *Elementary Principles of Chemical Processes*. USA: John Wiley & Sons, Inc, 2016.
- [32] L. T. Biegler, I. E. Grossmann, and A. W. Westerberg, *Systematic Methods of Chemical Process Design*, USA: Pearson College Div, 1997.
- [33] J. D. Seader, E. J. Henley, and D. K. Roper, *Separation Process Principles*. USA: Courier Westford, 2010.
- [34] J. Benitez, *Principles and Modern Applications of Mass Transfer Operations By J. Benitez*, vol. 57, no. 11. New York : AIChE J. 2011.
- [35] M. Seko, A. Yomiyama, and S. Ogawa, *Electrolysis Cell Design For Ion*, Boston : Springer, 1975.
- [36] Shell Global Solutions International B.V. (Shell GSI), *Gas/Liquid Separators - Type Selection and Design Rules*. Den Haag., Belanda: Shell Global Solutions International B.V. (Shell GSI). 2007.
- [37] R. Smith, *Chemical Process Design and Integration*. New York : John Wiley & Sons, Ltd. 2005.
- [38] A. Zlotorowicz, R. V. Strand, O. S. Burheim, Wilhelmsen, and S. Kjelstrup, "The permselectivity and water transference number of ion exchange membranes in reverse electrodialysis," *J. Memb. Sci.*, vol. 523, no. October, pp. 402–408, 2017, doi: 10.1016/j.memsci.2016.10.003.
- [39] Ricklin S., "Chemical engineering. volume I," *J. Chem. Educ.*, vol. 32, no. 4, p. 235, 1955, doi: 10.1021/ed032p235.1.
- [40] F. Tjiptono, *Strategi Pemasaran*, Edisi Kedua. Yogyakarta: Andi Offset, 2009.
- [41] C. Lynch, "Physical properties of compounds," *Pract. Handb. Mater. Sci.*, pp. 95–135, 1989, doi: 10.1201/9781439832097.ch3.
- [42] G. Joseph, J. Koshy, and P. M. Kallanickal, "A study of hydrochloric acid synthesis process in a chlor-alkali industry," *Certif. Int. J. Eng. Sci. Innov. Technol.*, vol. 9001, no. 2, pp. 2319–5967, 2008.
- [43] N. Cohen, T. A. Jacobs, G. Emanuel, and R. L. Wilkins, "Chemical kinetics of hydrogen," *International Journal of Chemical Kinetics*, vol. 1, pp. 551–569, 1969.
- [44] S. R. Gunn and L. G. Green, "Heat of solution of hydrogen chloride," *J. Chem. Eng. Data*, vol. 8, no. 2, p. 180, 1963, doi: 10.1021/je60017a008.
- [45] B. et Al, *Unit Operations*. Ann Arbor : University of Michigan, 2002.
- [46] V. L. Thurmond, R. W. Potter II, and M. A. Clynne, "The Densities of Saturated Solutions of NaCl and KCl from 10 to 105 °C," *U.S. Geological Survey*, pp. 1–10, 1984.
- [47] D. Q. Kern, "Process heat transfer," *Journal of the Franklin Institute*, vol. 250, no. 5. pp. 462–463, 1950, doi: 10.1016/0016-0032(50)90609-0.
- [48] S. Koch, M. Rütten, and M. Rein, "Study of total pressure losses at the engine face of a submerged inlet with an ingested vortex," *Notes on Numerical Fluid Mechanics and Multidisciplinary Design*, vol. 136. pp. 361–371, 2018, doi: 10.1007/978-3-319-64519-3_33.
- [49] E. H. Y. Lloyd e. Brownell, "Process equipment design handbook," *Advances in Applied Science Research*, vol. 3, no. 3. p. 408, 1959.
- [50] H. Silla, *Chemical Process Engineering Chapter Separator Design*, 1st Edition. Florida, Amerika : CRC Press, 2003.
- [51] G. D. Ulrich, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, p. 484. New York : John Wiley Sons, 1984.