



Universidad Nacional de San Luis

Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias

***ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD PARA LA INSTALACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE REACTORES CATALÍTICOS PARA EL TRATAMIENTO DE EFLUENTES GASEOSOS
CON COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES (COVS)***

Marcos Gabriel Mizrahi

Trabajo final de Ingeniería Química

Directora
Dra. María Laura Rodríguez

DERECHO DE AUTOR

© 2026 Marcos Gabriel Mizrahi

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento.

AGRADECIMIENTOS

La realización de este trabajo no hubiera sido posible sin la enorme ayuda de la Dra. María Laura Rodríguez, quien, en su rol como directora, estuvo presente en todo momento, no solo cumpliendo con sus obligaciones, sino también siendo una verdadera mentora en mi formación académica y profesional. Su acompañamiento, dedicación y confianza fueron fundamentales para poder llegar hasta acá.

Quiero agradecer especialmente a cada uno de los docentes de esta carrera, que me formaron no solo desde lo académico, sino también desde lo humano y lo profesional. Cada clase, cada consejo y cada exigencia aportaron a la persona y al ingeniero que soy hoy.

Finalmente, es imposible no mencionar a mi familia: Fede, Marisa, Mati y Nano, a quienes admiro más que a nadie en este planeta. Ellos me apoyaron en este proyecto personal desde el día cero, incluso en los momentos más difíciles, y sin su amor y acompañamiento nada de esto hubiera sido posible.

RESUMEN

El presente trabajo aborda el análisis de factibilidad para la instalación de una planta destinada a la producción de reactores catalíticos para el tratamiento de efluentes gaseosos con compuestos orgánicos volátiles (COV), una problemática ambiental asociada a procesos industriales en los que se realizan tareas de pintado en cámaras de pintura. La necesidad de aplicar tecnologías eficientes para la reducción de estos contaminantes resulta cada vez más relevante en un contexto de mayores exigencias regulatorias y de desarrollo sostenible. La tecnología del reactor analizado se basa en un desarrollo elaborado por el INTEQUI-CONICET, a partir del cual se definió la ingeniería del producto y del proceso necesaria para su implementación a escala industrial. Como criterio de diseño se estableció un caudal de operación fijo, correspondiente al aporte típico de una cámara de pintura estándar para automóviles, lo que permitió determinar el volumen del reactor, su configuración, la cantidad de módulos catalíticos y el equipamiento requerido para su fabricación y ensamblado. La localización de la planta se definió en la provincia de San Luis, considerando la participación directa del equipo técnico del INTEQUI. Posteriormente, se desarrolló el estudio de mercado, donde se analizó el sector a nivel nacional, identificándose una baja presencia de fabricantes locales y una oferta mayormente proveniente del exterior. En función de ello, se estimó la demanda potencial mediante un modelo matemático, permitiendo establecer el ritmo de producción necesario para abastecer el mercado objetivo. A partir de dicha demanda se abordó la selección y el dimensionamiento de los equipos principales, estimando sus costos, para luego avanzar en el análisis del proceso. En esta etapa se evaluaron la organización de la planta, la secuencia de operaciones, la distribución en planta, los requerimientos de servicios auxiliares y la cantidad de personal necesaria para una operación eficiente y segura. Asimismo, se consideraron aspectos vinculados a la gestión de efluentes, la seguridad operativa y el impacto ambiental asociado al funcionamiento de la planta, proponiendo criterios que permitan minimizar riesgos y asegurar el cumplimiento de la normativa vigente. Con la información técnica consolidada se realizó el análisis económico-financiero del proyecto, definiendo la inversión total, los costos fijos y variables, y la proyección de ingresos asociados a la venta de los reactores. Sobre esta base se calcularon indicadores como el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Período de Recuperación (PR), complementados con un análisis de sensibilidad que permitió evaluar el comportamiento del proyecto frente a variaciones en las variables más relevantes. Los resultados obtenidos presentan valores favorables frente a posibles cambios en el contexto económico, lo que evidencia la viabilidad técnica y económica del emprendimiento como alternativa tecnológica para la mitigación de emisiones gaseosas contaminantes.

Palabras clave: análisis de factibilidad; COVs; INTEQUI-CONICET; reactores catalíticos; efluentes gaseosos.

CONTENIDO

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Justificación	4
1.2 Objetivo general.....	4
1.3 Objetivos específicos.....	4
1.4 Bibliografía	5
CAPÍTULO 2: VIABILIDAD	7
2.1 Viabilidad Comercial	7
2.2 Viabilidad Técnica.....	7
2.3 Viabilidad Legal.....	8
2.4 Viabilidad de Gestión	8
2.5 Viabilidad Financiera.....	8
2.6 Viabilidad Ambiental	9
2.7 Viabilidad Social.....	9
2.8 Breve descripción de la Industria: Antecedentes del producto en el mercado. Aplicaciones del producto. Mercado competidor. 9	
2.9 Tecnología del producto o bien a producir.....	11
2.10 Estrategia del Negocio.....	11
2.11 Bibliografía	12
CAPÍTULO 3: INGENIERÍA DE PRODUCTO	13
3.1 Materias primas principales	13
3.2 Equipos complementarios	19
3.3 Producto.....	25
3.4 Anexo: Cálculos de dimensionamiento y condiciones de operación del reactor	26
3.5 Bibliografía	29

	CAPÍTULO 4: ESTUDIO DE MERCADO	30
4.1	Panorama Nacional	30
4.2	Panorama internacional	30
4.3	Productos Sustitutos	31
4.3.1	Equipo de oxidación térmica regenerativa (RTO)	33
4.3.2	Equipo de tratamiento de gases de escape photooxygen UV	33
4.3.3	Cámara depuradora de aire con filtro de carbón activado	34
4.4	Análisis de la Demanda	35
4.5	Pronósticos de demanda	36
4.5.1	Demanda de cabinas de pintura existentes	36
4.5.2	Demanda de cabinas de pintura nuevas	37
4.6	Análisis de Factores Impulsores de la Demanda	38
4.7	Estimación de la demanda	39
4.8	Conclusiones	41
4.9	Bibliografía	42
	CAPÍTULO 5: LOCALIZACIÓN	44
5.1	Introducción	44
5.2	Disponibilidad de Materia prima	44
5.3	Disponibilidad de insumos	44
5.4	Zonas de Consumo o Mercado	44
5.5	Suministro de Energía y Combustible	44
5.6	Suministro de Agua	45
5.7	Disponibilidad de Mano de Obra	45
5.8	Ubicación geográfica – Mapas y planos	45
5.9	Terreno	49
5.10	Infraestructura existente	49

5.11	Transporte.....	50
5.12	Localización elegida.....	51
	5.12.1 Método de las puntuaciones ponderadas	51
	5.12.2 Nodo parque Industrial	52
5.13	Bibliografía	53
	CAPÍTULO 6: INGENIRÍA DE PROCESO	54
6.1	Descripción General del Proceso	54
	6.1.1 Síntesis de los módulos del reactor	55
	6.1.2 Desglose de las Etapas de síntesis	55
	6.1.3 Ensamble de las partes	57
6.1.3.1	Desglose de las etapas de ensamblado	57
6.2	Alternativas de procesos	58
	6.2.1 Optimización de la producción por lotes	58
6.3	Balances de materia	62
	6.3.1 Cálculos de horas de trabajo y duración de lotes	62
6.3.1.1	Tablas de balance de materia y energía	64
6.4	Bibliografía	67
6.5	Anexo: Cálculos del balance de materia y energía.....	67
	6.5.1 Cálculos balances de masa de etapa impregnación del soporte	67
6.5.1.1	Balance de masa alúmina	67
6.5.1.2	Balance de masa para el agua de solución en impregnación de soporte.....	69
	6.5.2 Balance de masa catalizador	71
6.5.2.1	Balance de masa para el agua de solución en impregnación del catalizador	72
	6.5.3 Balance de energía.....	74
6.5.3.1	Balance de energía en etapa de secado de soporte (85 monolitos).....	74

6.5.3.2	Balance de energía en etapa de calcinación de soporte (85 monolitos).....	76
6.5.3.3	Balance de energía secado del catalizador (85 monolitos).....	78
6.5.3.4	Balance de energía calcinación del catalizador (85 monolitos).....	80
	CAPÍTULO 7: SELECCIÓN Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS.....	84
	DISTRIBUCIÓN EN PLANTA.....	84
7.1	Selección y adopción de equipos.....	84
7.1.1	Justificación de los equipos.....	84
7.1.2	Selección de equipos de proceso.....	87
7.1.2.1	Codificación.....	87
7.1.2.2	Diagrama de flujo del proceso.....	88
7.1.3	Data Sheet.....	90
7.1.4	DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA.....	97
7.1.4.1	Tipo de distribución en planta.....	98
7.1.4.2	Áreas de trabajo necesarias.....	98
7.1.4.3	Criterio para la relación y ubicación de las Áreas.....	98
7.1.4.4	Requerimientos de superficie.....	99
7.2	Lay Out General.....	101
7.2.1	Distribución general de la planta.....	101
7.3	Referencias.....	103
	CAPÍTULO 8: ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL.....	105
8.1	Alcance del estudio ambiental.....	105
8.2	Etapa de construcción de la planta.....	105
8.3	Descripción ambiental del proceso.....	105
8.3.1	Identificación de aspectos e impactos ambientales.....	105
8.3.2	Evaluación cualitativa de impactos.....	106

8.4	Mitigación y medidas de control	106
8.5	Gestión ambiental del proyecto	106
8.6	Marco normativo aplicable	107
8.7	Conclusiones ambientales	107
8.8	Bibliografía	108
CAPÍTULO 9: INVERSIONES, COSTOS Y RENTABILIDAD		109
9.1	Capital total	109
	9.1.1 Capital fijo	109
9.1.1.1	Inmueble	110
9.1.1.2	Equipos	111
9.1.1.3	Equipos del taller	112
9.1.1.4	Instalaciones auxiliares.....	113
9.1.1.5	Higiene y seguridad	116
9.1.1.6	Servicios de apoyo.....	116
9.1.1.7	Algunos capitales que se omitieron.....	117
9.1.1.8	Capital fijo total	118
	9.1.2 Capital de trabajo.....	118
9.1.2.1	Inventario de la materia prima e insumos	119
9.1.2.2	Disponibilidades	121
9.1.2.3	Sueldos y jornales.....	121
9.1.2.4	Fondo de reserva para emergencia	123
9.1.2.5	Servicios.....	123
9.1.2.6	Tratamiento de efluentes	125
9.1.2.7	Total disponibilidades	126
	9.1.3 Capital total de trabajo.....	126
	9.1.4 Capital total a invertir	127

9.2	Costos	127
	9.2.1 Clasificación de los costos.....	128
	9.2.2 Costos variables	128
9.2.2.1	Materia prima e insumos	128
9.2.2.2	Agua de proceso.....	129
9.2.2.3	Energía eléctrica	130
9.2.2.4	Retiro de efluentes de producción.....	131
9.2.2.6	Mano de obra directa	132
	9.2.3 Costos fijos de producción.....	133
9.2.3.1	Mano de obra indirecta	133
9.2.3.2	Mantenimiento.....	134
9.2.3.3	Seguros e impuestos	134
9.2.3.4	Amortizaciones	135
9.2.3.5	Gastos generales.....	135
9.2.3.6	Costo de administración	136
9.2.3.7	Costo de comercialización.....	137
9.2.3.8	Costo de financiación	138
	9.2.4 Total costos variables y costos fijos	140
	9.2.5 Precio del bien	141
	9.2.6 Punto de equilibrio	142
9.3	Evaluación económica: Rentabilidad	144
	9.3.1 Flujo de caja.....	145
9.3.1.1	Elementos de un flujo de caja	145
	9.3.2 Análisis de la rentabilidad	150
9.3.2.1	Obtención del VAN y el TIR para el proyecto	152

9.3.2.2	Análisis de los resultados	153
9.3.3	Período de recuperación	153
9.3.3.1	Análisis del valor de PRI.....	154
9.3.4	Análisis de sensibilidad: El impacto de incluir la mano de obra indirecta	154
9.3.4.1	Conclusión del análisis de sensibilidad	156
9.4	Conclusión del capítulo.....	157
9.5	Bibliografía	158
	CAPÍTULO 10: Conclusiones finales.....	160

INDICE DE TABLAS

Tabla N°2.8.1. Comparativa entre competencias.....	10
Tabla N°3.1.1. Descripción de la estructura monolítica	14
Tabla N°3.1.2. Descripción del soporte	15
Tabla N°3.1.3. Descripción del catalizador.....	16
Tabla N°3.1.4. Descripción del agua de disolución.....	17
Tabla N°3.1.5. Descripción del material aislante.....	18
Tabla N°3.1.6. Descripción de la estructura metálica del reactor	19
Tabla N°3.2.1. Descripción de los sistemas de calentamiento	20
Tabla N°3.2.2. Descripción del soplador	22
Tabla N°3.2.3. Descripción del sistema de control.....	23
Tabla N°3.2.4. Descripción del chasis	24
Tabla N°3.3.1. Anexo de la figura 3.3.1	26
Tabla N°4.3.1. Comparativa de tecnologías industriales de tratamiento de COVs.....	32
Tabla N°4.5.1. Tabla estimación de la demanda en cabinas existentes	37
Tabla N°4.5.2. Tabla estimación de la demanda en cabinas nuevas.....	38
Tabla N°5.12.1. Método de las puntuaciones ponderadas	51
Tabla N°6.2.1. Duración de las tareas de un lote.....	59
Tabla N°6.3.1. Descripción de los tiempos de producción.....	63
Tabla N°6.3.2. Resumen de los tiempos operativos	63
Tabla N°6.3.3. Balances de materia en el proceso de impregnación de alúmina total por reactor.	64
Tabla N°6.3.4. Balances de materia en el proceso de impregnación del catalizador total por reactor	65
Tabla N°6.3.5. Balances de energía por reactor producido	66
Tabla N°6.5.1. Datos del reactor para cálculos, obtenidos de Agüero (2013)	68
Tabla N°6.5.2. Extrapolación de datos para el proyecto.....	69
Tabla N°6.5.3. Datos de concentración para el balance de agua en la impregnación del soporte	70

Tabla N°6.5.4. Cálculos del balance de agua en la impregnación del soporte	70
Tabla N°6.5.5. Datos del reactor para cálculos, obtenidos de Agüero (2013)	71
Tabla N°6.5.6. Extrapolación de datos de masa de catalizador para el proyecto.....	72
Tabla N°6.5.7. Datos de concentración para el balance de agua en la impregnación del catalizador	73
Tabla N°6.5.8. Cálculos del balance de agua en la impregnación del soporte	73
Tabla N°6.5.9. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de secado de soporte	75
Tabla N°6.5.10. Balance de energía en etapa de secado (lote: 85 monolitos)	76
Tabla N°6.5.11. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de calcinación de soporte.....	77
Tabla N° 6.5.12. Balance de energía en etapa de calcinación de soporte (lote: 85 monolitos)	78
Tabla N°6.5.13. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de secado del catalizador.....	79
Tabla N°6.5.14. Balance de energía en etapa de secado del catalizador (lote: 85 monolitos)	80
Tabla N°6.5.15. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de calcinación del catalizador	81
Tabla N°6.5.16. Balance de energía en etapa de calcinación del catalizador (lote: 85 monolitos)	82
Tabla N°7.1.1. Justificación de los equipos.....	85
Tabla N°7.1.2. Codificación de la planta	87
Tabla N°7.1.3. Codificación de los equipos.....	88
Tabla N°7.1.4. Codificación para el DFP.....	88
Tabla N°7.1.5. Data sheet horno de secado al vacío.....	91
Tabla N°7.1.6. Data sheet mufla de calcinado.	92
Tabla N° 7.1.7. Data sheet equipo de aire comprimido.	93
Tabla N°7.1.8. Data sheet tanque agitado.	94
Tabla N°7.1.9. Data sheet bombas centrifugas.....	95
Tabla N°7.1.10. Data sheet cuba de impregnación.....	96
Tabla N°7.1.11. Data sheet tanque almacenamiento de efluentes.	97
Tabla N°7.1.12. Superficie de la planta	100
Tabla N°9.1.1. Detalles sobre los inmuebles.....	111

Tabla N°9.1.2. Detalles sobre los equipos	112
Tabla N°9.1.3. Detalles sobre los equipos del taller	113
Tabla N°9.1.4. Detalles sobre las instalaciones auxiliares.....	115
Tabla N°9.1.5. Detalles sobre higiene y seguridad	116
Tabla N°9.1.6. Detalles de servicio de apoyo	117
Tabla N°9.1.7. Detalle del capital fijo total.....	118
Tabla N°9.1.8. Materia prima e insumos requeridos	120
Tabla N°9.1.9. Detalle del personal aportado por INTEQUI	121
Tabla N°9.1.10. Mano de obra necesaria para producir los primeros 60 días.	122
Tabla N°9.1.11. Fondo de reserva.....	123
Tabla N°9.1.12. Cálculo del consumo energético de la planta	124
Tabla N°9.1.13. Cálculo del consumo de agua de servicio	125
Tabla N°9.1.14 Estimación de los valores de efluentes para 60 días	125
Tabla N°9.1.15. Detalle del total de disponibilidades	126
Tabla N°9.1.16. Detalle del capital total de trabajo	127
Tabla N°9.1.17. Detalle del capital total a invertir	127
Tabla N°9.2.1. Costos de materia prima e insumos.....	129
Tabla N°9.2.2. Costos de agua de proceso.....	130
Tabla N°9.2.3. Costos de energía eléctrica.....	130
Tabla N° 9.2.4 Costos de retiro de efluentes.....	131
Tabla N°9.2.5. Costos combustibles.....	132
Tabla N°9.2.6. Costos de mano de obra directa	132
Tabla N°9.2.7. Costos de mantenimiento	134
Tabla N°9.2.8. Costos de seguros e impuestos	134
Tabla N°9.2.9. Costo de amortización	135
Tabla N°9.2.10. Costo de gastos generales.....	136

Tabla N°9.2.11. Costo de administración	136
Tabla N°9.2.12. Costo de fabricación	137
Tabla N°9.2.13. Costo de comercialización.....	138
Tabla N°9.2.14. Condiciones del crédito bancario	139
Tabla N°9.2.15. Amortización y cuotas de la deuda a tomar	139
Tabla N°9.2.16. Costo de financiación anual y total del proyecto.....	140
Tabla N°9.2.17. Costo variable	140
Tabla N°9.2.18. Costo fijo	141
Tabla N°9.2.19. Costo total anual de fabricación y unitario	141
Tabla N°9.2.20. Precio bruto y neto para el producto.	142
Tabla N°9.2.21. Valores para el cálculo analítico del punto de equilibrio.....	142
Tabla N°9.2.22. Valor obtenido del punto de equilibrio.....	143
Tabla N°9.3.1 Flujo de fondos	149
Tabla N°9.3.2. Valores utilizados para el cálculo del VAN y el TIR	152
Tabla N°9.3.3. Valor obtenido para el VAN y el TIR	152
Tabla N°9.3.4. Valor obtenido del PRI.....	154
Tabla N°9.3.5. Detalle del personal que conforma la mano de obra indirecta	155
Tabla N°9.3.6. Comparación de escenarios.....	156

INDICE DE FIGURAS

Figura N°1.1.1 Fuentes de emisiones de COVs en la UE	1
Figura N°2.9.1 Esquema de la tecnología a producir	11
Figura N°3.3.1 Descripción del producto	25
Figura N°3.4.1 Descripción de la configuración geométrica del reactor modular	27
Figura N°3.4.2 Esquema descriptivo de un módulo (monolito unitario).	27
Figura N°4.3.1 Clasificación de las distintas tecnologías de control de COVs.....	31
Figura N°4.3.2 Equipo de oxidación térmica regenerativa.....	33
Figura N° 4.3.3 Equipo de oxidación por fotólisis UV	34
Figura N°4.3.4 Equipo depurador de aire con filtros de carbón activado	35
Figura N°4.7.1 Curva de adopción de la Innovación.....	40
Figura N°5.8.1 Mapa de la República Argentina con la ubicación de la provincia de San Luis en rojo	46
Figura N°5.8.2 Mapa de la provincia de San Luis, con la Ciudad de San Luis señalada por la flecha y el círculo	47
Figura N°5.8.3 Mapa de la Ciudad de San Luis	48
Figura N°5.9.1 Mapa topográfico de la Ciudad de San Luis.....	49
Figura N°5.10.1 Ubicación de los parques industriales	50
Figura N°5.12.1 Fotografía aérea del predio del parque industrial NODO	52
Figura N°6.1.1 Diagrama de producción de los reactores	54
Figura N°6.1.2 Diagrama de síntesis de los módulos	55
Figura N°6.1.3 Diagrama del ensamble	57
Figura N°6.2.1 Duración de un lote sin solapamiento	60
Figura N°6.2.2 Duración de un lote con solapamiento.....	61
Figura N°6.2.3 Diagrama de Gantt con solapamiento de etapas para la producción de un reactor en 6 lotes.....	61
Figura N°7.1.1 Diagrama de flujo de procesos – Impregnación de alúmina	89
Figura N°7.1.2 Diagrama de flujo de procesos – Impregnación de catalizador	90
Figura N°7.2.1 Lay out de la planta	102

Figura N°9.1.1 Componentes del capital fijo para este proyecto.....	110
Figura N°9.1.2 Componentes del capital de trabajo	119
Figura N°9.1.3 Composición del capital total a invertir	127
Figura N°9.2.1 Jerarquización de los costos	128
Figura N°9.2.2 Desglose de los costos variables.....	128
Figura N°9.2.3 Desglose de los costos fijos	133
Figura N°9.2.4 Grafica del punto de equilibrio	144

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

En los últimos años, se ha reconocido que los compuestos orgánicos volátiles (COVs) son una fuente importante de contaminación ambiental, generando impactos negativos severos y de diversa magnitud.

Los COVs, son todas aquellas sustancias orgánicas, diferentes del metano, que pueden generar oxidantes fotoquímicos, tales como el ozono, ante la presencia de óxidos de nitrógeno (NOx) y de radiación ultravioleta (UV). La emisión a la atmósfera de estos compuestos es uno de los factores de contaminación atmosférica más preocupantes debido a sus múltiples efectos nocivos para la salud y el medioambiente. Una gran cantidad de compuestos, tales como: hidrocarburos parafínicos (alcanos), olefínicos (alquenos y alquinos), aromáticos, nafténicos, halogenados, fenoles, aldehídos, cetonas, ésteres, éteres, ácidos orgánicos y alcoholes, pueden ser considerados COVs [1].

Los COVs pueden originarse de forma natural o antropogénica. En su origen natural, son emitidos principalmente por la vegetación y otros procesos biogénicos; en cambio, las fuentes antropogénicas comprenden su uso en pinturas, disolventes, barnices, lubricantes y combustibles, lo que implica que tanto las industrias que producen estos compuestos como aquellas que los emplean en sus procesos industriales contribuyen a sus emisiones [2].

A continuación, la figura 1.1 ilustra las contribuciones porcentuales de las principales fuentes de emisiones de COVs en la Unión Europea, según datos actuales de inventarios de emisiones. Por ejemplo, el sector manufacturero (incluyendo la industria de disolventes y aplicaciones con pinturas) es uno de los mayores emisores de COVsDM (compuestos orgánicos volátiles distintos de metano).

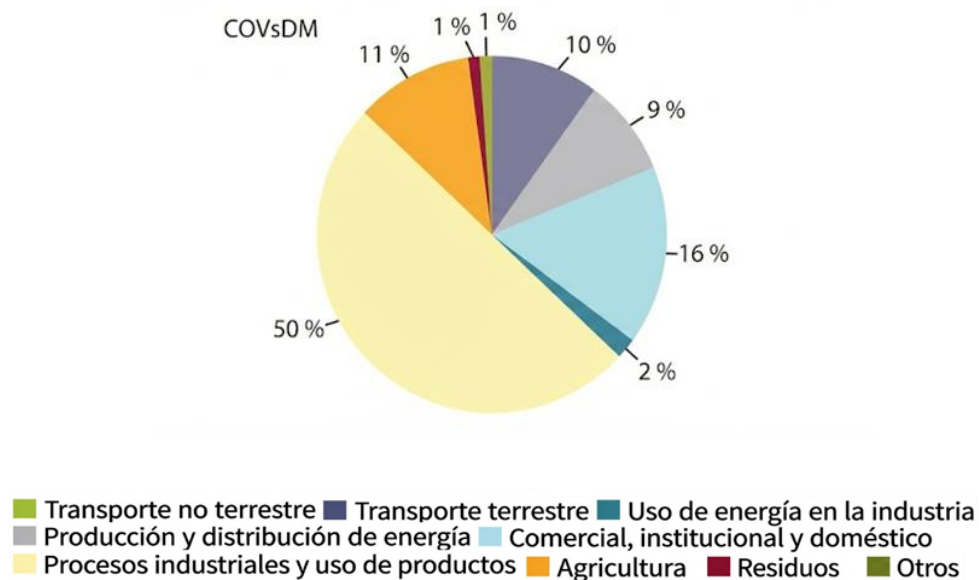


Figura N°1.1.1 Fuentes de emisiones de COVs en la UE

Fuente: Adaptado de Ortiz et al, 2017 [3]

En respuesta, existen diversas regulaciones destinadas a limitar la contaminación atmosférica generada por estos contaminantes. En el ámbito europeo, estas sustancias se encuentran reguladas principalmente a través de la Directiva 2010/75/UE [4], que establece límites a las emisiones industriales; la Directiva 2004/42/CE [5], que fija restricciones al contenido de COVs en pinturas, barnices y productos de acabado de vehículos; y la Directiva 1999/13/CE [6], orientada al control de emisiones asociadas al uso de disolventes en determinadas actividades industriales. Asimismo, el Reglamento REACH [7] regula la fabricación, comercialización e importación de sustancias químicas, incluyendo numerosos COVs considerados de riesgo.

En Estados Unidos, la regulación combina instrumentos federales y estatales: la Clean Air Act [8] constituye la base normativa para el control de emisiones, complementada por estándares específicos establecidos por la EPA para productos como recubrimientos, pinturas y combustibles, mientras que algunos estados (como California) aplican límites aún más estrictos para determinados compuestos.

Dado el creciente reconocimiento del impacto sanitario y ambiental del problema, se proyecta que este conjunto de regulaciones tienda a fortalecerse en los próximos años, ya sea mediante límites más exigentes, la ampliación de actividades reguladas o la incorporación de nuevos compuestos bajo control normativo.

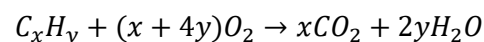
En particular, la utilización de cámaras de pintura está presente en diversos sectores industriales, tales como el automotriz, el metalúrgico, el de fabricación de equipamiento industrial y el de producción de muebles, entre otros. Estos procesos, independientemente del sector, generan emisiones de compuestos orgánicos volátiles (COVs) en concentraciones relevantes, lo que ha impulsado el desarrollo de tecnologías orientadas a reducir su impacto ambiental [9].

Las tecnologías de control de compuestos orgánicos volátiles pueden agruparse en dos enfoques generales: prevención y tratamiento. Las estrategias de prevención incluyen la sustitución de insumos o la optimización de procesos para reducir la generación de emisiones [10].

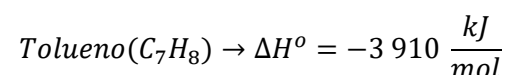
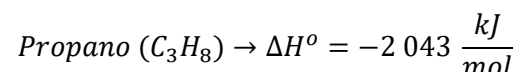
En cuanto al tratamiento de corrientes contaminadas, las tecnologías disponibles se clasifican habitualmente en métodos no destructivos — como la adsorción en carbón activado o zeolitas, la absorción en fase líquida y los sistemas de recuperación de solventes— y métodos destructivos, dentro de los cuales se encuentran la oxidación térmica, la oxidación catalítica, los reactores térmicos regenerativos (RTO), los reactores catalíticos regenerativos (RCO) y tecnologías emergentes como la oxidación avanzada o el plasma frío. Cada una de estas alternativas presenta ventajas y limitaciones en términos de eficiencia, costos operativos, requisitos energéticos y sensibilidad a la composición del gas [10-11].

En el contexto de las cámaras de pintura automotriz, donde las emisiones se caracterizan por contener concentraciones bajas a moderadas de COVs y caudales continuos de aire de ventilación, la oxidación catalítica surge como una tecnología especialmente adecuada. Su capacidad para operar a temperaturas moderadas, con alta eficiencia de conversión y menores costos energéticos que la oxidación térmica convencional, la posiciona como la opción seleccionada para el presente proyecto [12].

La oxidación catalítica, también denominada combustión catalítica, es un proceso de destrucción térmica de compuestos orgánicos volátiles que se lleva a cabo en presencia de un catalizador. La reacción general de oxidación completa de un hidrocarburo puede representarse como:



Este proceso es fuertemente exotérmico, con valores típicos de entalpía estándar de reacción, según autores [13], como los siguientes:



La presencia del catalizador permite reducir significativamente la energía de activación del proceso, habilitando rutas reactivas alternativas que favorecen la oxidación a temperaturas considerablemente inferiores a las empleadas en sistemas de incineración térmica. De este modo, la combustión catalítica puede iniciarse a temperaturas del orden de 250°C [14] mientras que la oxidación térmica convencional requiere temperaturas en el rango de 700–850°C.

Los catalizadores empleados incluyen formulaciones basadas en metales nobles (principalmente Pt y Pd), así como diversos óxidos metálicos [15]. La selección del catalizador adecuado depende de la naturaleza química del COV, la presencia de posibles venenos catalíticos, la temperatura de operación esperada y los requerimientos de estabilidad y vida útil del sistema. Para el abatimiento de COVs en fuentes estacionarias se emplean distintos tipos de reactores catalíticos, cuya selección depende del caudal, la composición de la corriente y las condiciones de operación. Entre los más utilizados se encuentran los reactores monolíticos, los reactores de lecho fijo con pellets catalíticos y los reactores catalíticos regenerativos (RCO). Cada configuración presenta características particulares en términos de caída de presión, tiempos de residencia y eficiencia térmica, por lo que su elección se determina en función de los requerimientos específicos del proceso [16].

Este proyecto industrial tiene como objetivo evaluar la factibilidad de establecer un taller para la producción de reactores catalíticos, basado en una tecnología innovadora desarrollada por un grupo de investigadores del INTEQUI (CONICET–UNSL). Dicho equipo ha desarrollado un catalizador de óxidos mixtos Mn–Cu en proporción 9:1, especialmente apto para esta aplicación.

El catalizador ha sido depositado exitosamente mediante impregnación sobre monolitos cerámicos a escala de laboratorio y piloto [17]. Además, su desempeño ha sido evaluado mediante simulaciones en una amplia gama de condiciones operativas [18-19], demostrando un comportamiento adecuado para el tratamiento de efluentes provenientes de plantas industriales. Esta iniciativa se presenta como una respuesta prometedora a la creciente demanda de soluciones para la descontaminación del aire en entornos industriales y urbanos.

1.1 Justificación

Las cámaras de pintura automotriz requieren un patrón específico de circulación de aire para asegurar un acabado uniforme y de alta calidad en el pintado [20]. Sin embargo, este aire, al ser liberado a la atmósfera, contiene concentraciones considerables de COVs, que deben ser limitadas para cumplir con las normativas ambientales.

Incluso sin una normativa obligatoria, las empresas con cámaras de pinturas pueden optar por instalar sistemas de saneamiento de emisiones para fortalecer su figura de marca, acceder a mercados que exigen estándares ambientales, mejorar su reputación corporativa, anticiparse a futuras regulaciones y optimizar sus procesos mediante una gestión más eficiente de solventes y emisiones.

En respuesta a esta necesidad, surge la propuesta de establecer una planta de producción para esta nueva tecnología, orientada a tratar de manera eficiente estos efluentes gaseosos y contribuir a la mejora ambiental en la industria.

1.2 Objetivo general

Realizar un estudio de factibilidad que abarque las viabilidades técnicas, legal, de gestión, económica y ambiental para la creación de un taller tecnológico de producción de reactores catalíticos destinados a la mitigación de emisiones de COVs en efluentes gaseosos.

1.3 Objetivos específicos

- Definir las especificaciones técnicas y características funcionales de los reactores catalíticos que serán producidos, garantizando su efectividad en la reducción de los contaminantes según normativas ambientales.
- Analizar el mercado potencial para los reactores catalíticos en el sector industrial, considerando la demanda actual y proyectada en talleres de pintura y las regulaciones aplicables.
- Realizar el estudio de los procesos de síntesis y ensamblaje necesarios para la producción de los reactores catalíticos, estableciendo métodos eficientes y sostenibles.
- Seleccionar los equipos necesarios para la producción y diseñar la distribución de la planta, optimizando el espacio y asegurando la eficiencia operativa en cada etapa del proceso.
- Realizar el cálculo detallado de los costos de producción, operativos y de inversión, para analizar la viabilidad financiera del proyecto y proyectar su rentabilidad en el tiempo.

1.4 Bibliografía

- [1] D. Baskaran, D. Dhamodharan, U. Sankar Behera, H. Byun, (2024) Título, Environmental Research Volume 251, 1, 118472. DOI
- [2] U.S. Environmental Protection Agency. (1996). EIIIP Volume V: *Biogenic Sources — Definition and Estimation of Natural Source Air Emissions* (Documento técnico, sección sobre COVs). EPA
- [3] Ortiz, A., Guerreiro, C., de Leeuw, F., & Horálek, J. (2017). *Air quality in Europe — 2017 report*. European Environment Agency. <https://www.eea.europa.eu/publications/air-quality-in-europe-2017>
- [4] Parlamento Europeo & Consejo de la Unión Europea. (2010). Directiva 2010/75/UE relativa a las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación). Diario Oficial de la Unión Europea, L 334, 17–119.
- [5] Parlamento Europeo & Consejo de la Unión Europea. (2004). Directiva 2004/42/CE sobre la limitación de emisiones de compuestos orgánicos volátiles debidas al uso de disolventes en determinadas pinturas y barnices y en los productos de renovación del acabado de vehículos, y por la que se modifica la Directiva 1999/13/CE. Diario Oficial de la Unión Europea, L 143, 87–96.
- [6] Unión Europea. (1999). Directiva 1999/13/CE relativa a la limitación de emisiones de compuestos orgánicos volátiles debidas al uso de disolventes orgánicos en determinadas actividades e instalaciones. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, L 85, 1–22.
- [7] Parlamento Europeo & Consejo de la Unión Europea. (2006). Reglamento (CE) n.º 1907/2006 (REACH) relativo al registro, la evaluación, la autorización y la restricción de las sustancias y mezclas químicas. Diario Oficial de la Unión Europea, L 396, 1–849.
- [8] U.S. Environmental Protection Agency. (2022). *Summary of the Clean Air Act*. U.S. EPA. Recuperado de <https://www.epa.gov/clean-air-act-overview>
- [9] IQS Directory. (n.d.). Paint spray booths: Construction, types, applications, and benefits. Recuperado el 8 de febrero de 2026, de <https://www.iqsdirectory.com/articles/paint-finishing-equipment/paint-spray-booths.html>
- [10] Khan, F. I., Ghoshal, A. (2000), Removal of Volatile Organic Compounds from polluted air, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 13, 527-545. DOI: [https://doi.org/10.1016/S0950-4230\(00\)00007-3](https://doi.org/10.1016/S0950-4230(00)00007-3).
- [11] Li, L., D. Zhang, W., Hu, Y., Yang, S., Zhang, R., Yuan, P., Lv, W., Zhang, Y., Zhang Y. (2023), Improving VOC control strategies in industrial parks based on emission behavior, environmental effects, and health risks: A case study through atmospheric measurement and emission inventory, Science of The Total Environment, 865, 161235. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.161235>.
- [12] R.E. Hayes, S.T. Kolaczowski, Introduction to Catalytic Combustion, Gordon and Breach Science Publishers, 1997.

[13] Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (Eds.). (1997). Perry's Chemical Engineers' Handbook (7th ed.). McGraw-Hill.

[14] Yang, C.; Miao, G.; Pia, Y.; Xia, Q.; Wu, J., Li, W., Xiao, J. (2019), Abatement of various types of VOCs by adsorption/catalytic oxidation: A review, Chemical Engineering Journal 370, 1128–1153. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.03.232>

[15] Shen, Q., Lu Z., Bi F., Fang Y., Song L., Yang Y., Wu M., Zhang X (2023) Effect of actual working conditions on catalyst structure and activity for oxidation of volatile organic compounds: A review, Fuel, 343, 128012, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.128012>

[16] Li, S., Lin, Y., Liu, G., Shi, C. (2023). Research status of volatile organic compound (VOC) removal technology and prospect of new strategies: a review. Environmental Science: Processes & Impacts, 25, 727–740. <https://doi.org/10.1039/D2EM00436D>

[17] Agüero, F., Morales, M. D., Durán, F., Barbero, B., & Cadus, L. (2013). MnCu/cordierite monolith used for catalytic combustion of volatile organic compounds. Chemical Engineering & Technology, 36, <https://doi.org/10.1002/ceat.201200713>

[18] Rodríguez, M. L., Cadus, L., Borio, D. (2019), Effect of Heat Losses on Monolithic Reactors for VOC Abatement, Chemical Engineering Journal, 377, DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.10.076>.

[19] Rodríguez, M.L., Cadus, L., Borio, D. O. (2016), VOCs abatement in adiabatic monolithic reactors: Heat effects, transport limitations and design considerations. Chem. Eng. J. 306, 86–98. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2016.05.055>

[20] Chen, J., Liu, R., Gao, Y., Li, G., & An, T. (2017). Preferential purification of oxygenated volatile organic compounds than monoaromatics emitted from paint spray booth and risk attenuation by the integrated decontamination technique. Journal of Cleaner Production, 148, 268–275. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.02.040>

CAPÍTULO 2: VIABILIDAD

El estudio de viabilidad es una evaluación técnica que permite determinar la factibilidad de un proyecto. Se encarga de analizar los factores internos y externos, como plazos, presupuestos, requisitos legales, entre otros, que ayudarán a su éxito comercial. En este capítulo se estudiará la viabilidad de montar una planta de producción de reactores para el tratamiento de aire contaminado en cámaras de pinturas.

2.1 Viabilidad Comercial

Para que un proyecto sea comercialmente viable, es fundamental identificar un mercado objetivo claro. En este caso, el mercado está compuesto tanto por las empresas que fabrican cámaras de pintura en Argentina como por las empresas que ya poseen este tipo de tecnología y podrían beneficiarse de la implementación de nueva tecnología de saneamiento de sus efluentes.

A nivel nacional, el uso de cámaras de pintado es una práctica habitual en distintos tipos de industrias como ya se ha mencionado. Además, se identificaron más de ocho empresas nacionales que fabrican cámaras de pintura, lo cual indica un ecosistema industrial bien establecido que podría facilitar la difusión e integración de innovaciones tecnológicas en este sector. Este panorama sugiere un potencial significativo de crecimiento, tanto en la mejora de procesos como en la adopción de tecnologías más avanzadas.

2.2 Viabilidad Técnica

El estudio de viabilidad técnica informa sobre la posibilidad de obtener un producto a partir de:

Materias primas, insumos y materiales de procesos

Se intentará conseguir la mayor parte de las materias primas en el mercado nacional, sin embargo, ya se sabe que dos de las materias primas más importantes tendrán que ser importadas, como las estructuras monolíticas y el soporte del catalizador, de todos modos, se cuenta con proveedores para estos últimos.

Equipos, maquinarias y lugar físico.

En lo que involucra equipos y maquinarias, se conoce de antemano que estos se pueden conseguir en la industria nacional, sin embargo, no se descarta, por razones de costos, apostar por un equipo importado. Para el lugar físico, se sabe que esta planta tiene la necesidad de instalarse en la Ciudad de San Luis, donde se encuentran radicados la mayoría de los profesionales que aportarán el conocimiento científico-técnico necesario y que, a partir de este desarrollo tecnológico, han fundado una Empresa de Base Tecnológica (AirEnvTech S.A.S) en la que participan como investigadores del CONICET.

Contar con Mano de Obra adecuada

Para el proceso de síntesis de los reactores no será necesario disponer de mano de obra altamente calificada; sin embargo, el personal deberá ser adecuadamente capacitado para operar los equipos de manera segura y eficiente, bajo la supervisión de especialistas del área. En cambio, para la etapa de ensamblado será necesario incorporar operarios con conocimientos técnicos en soldadura, montaje de componentes e instalaciones eléctricas, dado que estas tareas requieren precisión y cumplimiento estricto de los estándares de calidad y seguridad.

Servicios

En la ciudad de San Luis existe una infraestructura adecuada de servicios básicos (agua potable, gas natural, energía eléctrica y red cloacal), lo que permite asegurar su disponibilidad para la instalación de la planta. Por lo tanto, el acceso a estos servicios no representa una limitación significativa para el establecimiento de la producción.

2.3 Viabilidad Legal

La instalación del proyecto en la provincia de San Luis permite acceder a un marco legal favorable mediante la Ley N.º 501 (Ley VIII-501-2006) de Fomento a las Inversiones, destinada a promover la radicación de actividades industriales en la provincia. Esta norma otorga una exención del 100 % del impuesto sobre los Ingresos Brutos para proyectos aprobados, reduciendo significativamente la carga fiscal durante el período de vigencia del beneficio (hasta 12 años desde la puesta en marcha del proyecto) [1].

Asimismo, el Artículo 31 de la Ley garantiza que los beneficios fiscales se mantendrán bajo la normativa vigente al momento de su aprobación, otorgando estabilidad jurídica y previsibilidad tributaria, aspectos clave para el desarrollo y la planificación a largo plazo.

2.4 Viabilidad de Gestión

La empresa adoptará la figura jurídica de Sociedad por Acciones Simplificada (S.A.S.), lo que permitirá una estructura societaria formal, con responsabilidades claramente definidas y la capacidad de incorporar nuevos socios o capital en el futuro. La sociedad anónima promotora del proyecto cuenta actualmente con una estructura organizativa que integra las áreas de administración, producción, calidad y logística, cada una con personal capacitado y funciones definidas.

Esta base operativa existente permite afrontar de manera eficiente los requerimientos de gestión, asegurando la coordinación entre sectores y la capacidad de respuesta ante los desafíos técnicos, operativos y comerciales del proyecto.

2.5 Viabilidad Financiera

La inversión inicial será aportada por una institución de dominio público orientada a la investigación científica y al cuidado del medio ambiente, como el FONARSEC o el FONTAR [2,3], pudiendo complementarse con fondos del gobierno provincial. Adicionalmente, la radicación en la provincia de San Luis permitirá acceder a los beneficios de la Ley N.º 1092 (Ley VIII-1092-2022) de Fomento a las Inversiones [4], que contempla créditos fiscales y exenciones impositivas significativas, mejorando la estructura de costos. Si bien ambas Leyes (Nº 501 y Nº 1092) contemplan exenciones de impuestos provinciales, esta última es más amplia y segmentada. Incluye exenciones a Ingresos Brutos, Inmobiliario,

Automotor y Sellos. Las exenciones pueden llegar hasta el 100%, con escalas decrecientes en el tiempo y diferenciadas por zona geográfica. Una vez en marcha, el proyecto operará de forma eficiente, con capacidad para generar ingresos suficientes que cubran todos los costos y obligaciones financieras, asegurando una rentabilidad adecuada para los inversores.

2.6 Viabilidad Ambiental

Es común que la construcción de una planta industrial genere impactos ambientales negativos, desde las actividades iniciales de limpieza y preparación del terreno hasta el consumo de energía y recursos hídricos durante su operación. Sin embargo, este proyecto se enfocará en identificar y evaluar estos impactos con el objetivo de implementar medidas de mitigación adecuadas. Dado que el propósito principal de la planta es producir un bien con un impacto ambiental positivo, se buscará maximizar los beneficios ambientales del producto final, mientras se minimizan los efectos negativos asociados a su construcción y operación. De esta forma, se promoverá una producción más sustentable y responsable.

2.7 Viabilidad Social

La viabilidad social del proyecto es alta, dado que el producto contribuye directamente a la mejora de la calidad de vida de la población mediante la reducción de emisiones contaminantes y su consecuente impacto positivo en la salud y el ambiente. Asimismo, la implementación del proyecto promoverá la generación de nuevos empleos de calidad, impulsando el desarrollo local, todo ello con un bajo costo ambiental asociado a las operaciones.

2.8 Breve descripción de la Industria: Antecedentes del producto en el mercado

Aplicaciones del producto. Mercado competidor

En el mercado actual existen diversas tecnologías para el tratamiento de los COVs generados en procesos de pintado industrial. Entre las más utilizadas se encuentran los reactores de oxidación catalítica, la oxidación térmica y los sistemas de filtrado o adsorción, cada una con características técnicas, costos y limitaciones particulares. A continuación, se presenta en la tabla 2.8.1 una comparación entre el reactor catalítico propuesto en este proyecto, y las principales tecnologías alternativas utilizadas para esta problemática.

Tabla N°2.8.1. Comparativa entre competencias

Tecnología	Eficiencia de abatimiento de COVs	Costo de inversión	Costo operativo	Mantenimiento	Impacto ambiental secundario	Observaciones
Reactor catalítico propuesto	Alta (>95%)	Medio	Bajo	Bajo-medio	Muy bajo	Uso de catalizador optimizado de menor costo a base de Mn-Cu; operación a menor temperatura que oxidación térmica.
Reactor catalítico competidor	Alta (>95%)	Alto	Medio	Medio	Bajo	Catalizador distinta base de un metal noble (Pd), más costoso; buena eficiencia, pero menor competitividad económica.
Oxidación térmica	Muy alta (>98%)	Alto	Alto	Bajo	Alto (emisión de CO ₂ por consumo de gas)	Requiere alta temperatura (700-800 °C); muy confiable, con alto gasto energético.
Filtros de recolección / adsorción	Media-alta (70-90%)	Medio	Medio-alto	Alto	Bajo	Necesitan recambio o regeneración frecuente; pueden saturarse rápido en flujos con alta carga de COVs.

Del análisis comparativo se desprende que el reactor catalítico propuesto ofrece altos niveles de eficiencia en la reducción de COVs con costos operativos inferiores y bajo impacto ambiental secundario, superando en competitividad económica al reactor catalítico actualmente disponible, de origen europeo, y resultando más sostenible que la oxidación térmica. Asimismo, presenta ventajas en mantenimiento frente a los sistemas de filtrado o adsorción, que requieren recambios frecuentes. Un factor adicional que favorece su adopción es la disponibilidad regional; las tecnologías mencionadas no son masivas en el país ni en la región, posicionando a esta tecnología como una opción preferencial para el mercado objetivo.

2.9 Tecnología del producto o bien a producir

El aire contaminado proveniente de la cámara de pintura será conducido hacia el sistema de tratamiento —el reactor en estudio—, donde pasará primero por una etapa de precalentamiento de la corriente mediante resistencias eléctricas o un intercambiador de calor, hasta alcanzar la temperatura de operación de 250 °C.

Una vez acondicionada, la corriente ingresará a un reactor de estructura monolítica con catalizador de Mn-Cu, en el cual los COVs presentes se oxidarán a lo largo del lecho catalítico. Como resultado, se obtendrá una corriente de aire libre de contaminantes.

El sistema contará con un control automático de temperatura regulado mediante la potencia suministrada a las resistencias eléctricas durante el precalentamiento, y con un sistema de alarmas frente a sobre temperaturas en el sistema de eliminación de COVs, garantizando así la seguridad operativa y la eficiencia del proceso. En la Figura 2.9.1 se puede observar un esquema simplificado del proceso.

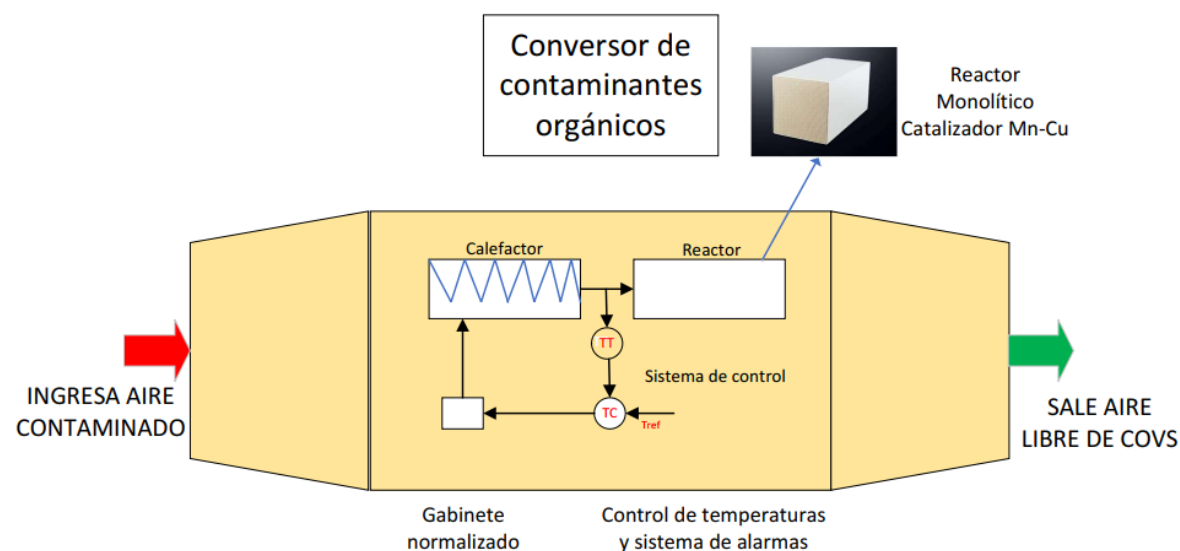


Figura N°2.9.1 Esquema de la tecnología a producir

Fuente: Adaptado del 3º Concurso Universitario de Innovación, UNSL, Rodriguez et al., 2019.

2.10 Estrategia del Negocio

La estrategia de negocio adoptada será de **liderazgo de bajo costo**, dado que el reactor propuesto incorpora un catalizador de menor costo relativo en comparación con los utilizados comúnmente en la industria, sin comprometer el rendimiento en la oxidación de COVs. Esta ventaja permite ofrecer un producto con un precio final más competitivo que el de la competencia, manteniendo niveles de eficiencia y calidad equivalentes.

2.11 Bibliografía

- [1] Gobierno de la Provincia de San Luis, "Fomento a las inversiones," San Luis Activa. [En línea]. Disponible en: <https://sanluisactiva.ar/Index>.
- [2] Agencia Nacional de Promoción de la Investigación, el Desarrollo Tecnológico y la Innovación. (s.f.). Fondo Argentino Sectorial (FONARSEC). Argentina.gob.ar. <https://www.argentina.gob.ar/ciencia/agencia/fonarsec>
- [3] Agencia Nacional de Promoción de la Investigación, el Desarrollo Tecnológico y la Innovación. (s.f.). Fondo Tecnológico Argentino (FONTAR). Argentina.gob.ar. <https://www.argentina.gob.ar/ciencia/agencia/fontar>
- [4] Gobierno de la Provincia de San Luis. (2003). *Ley N.º 1092 de Fomento a las Inversiones*. Boletín Oficial de la Provincia de San Luis. <https://sanluis.gov.ar/desarrollo-productivo/fomento-inversiones/>.
- [5] Farrington, P. (1997). *Thermal oxidation and other VOC abatement techniques*. *FINAT Technical Handbook, Haden Drysys Environmental*.
- [6] Rodríguez, A., Pérez, B., Gómez, C., et al. (2019). Conversor de contaminantes orgánicos presentado en el 3.º Concurso Universitario de Innovación (UNSLxI). Universidad Nacional de San Luis, 3.º Concurso Universitario de Innovación.

CAPÍTULO 3: INGENIERÍA DE PRODUCTO

En este capítulo se describe en detalle el reactor monolítico catalítico diseñado para el tratamiento de COVs en corrientes gaseosas de cabinas de pintura. La definición de esta ingeniería de producto, que abarca la geometría, el aislamiento y la disposición del catalizador, se fundamenta en los criterios de diseño y limitaciones de transporte expuestos por Rodríguez, Cadús y Borio [1]. Asimismo, las especificaciones técnicas han sido ajustadas para mitigar los efectos de la no uniformidad en el recubrimiento [2] y compensar las pérdidas de calor inherentes a la operación real [3].

A partir de esta base validada, se identifican los materiales, equipos e insumos necesarios para su construcción, operación e implementación industrial. Se presentan tablas con características técnicas, proveedores, cantidades y observaciones, estableciendo así los cálculos métricos que servirán de base para las estimaciones de costos y evaluaciones económicas en los capítulos posteriores..

3.1 Materias primas principales

El reactor monolítico catalítico propuesto requiere una serie de materiales base que constituyen la estructura y la fase activa del sistema. Estos materiales se seleccionaron en función de su disponibilidad comercial, compatibilidad con los procesos de impregnación y calcinación, y estabilidad bajo condiciones de operación típicas en cabinas de pintura.

Los mismos son:

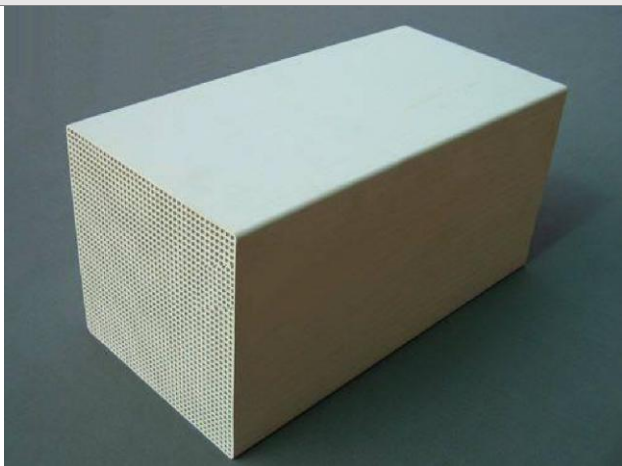
- Estructura monolítica
- Soporte
- Soluciones precursoras del catalizador (sales + agua)
- Material aislante

A continuación, se detallan las características y especificaciones de cada uno de ellos:

Estructura monolítica

La estructura monolítica proporciona alta área superficial para una conversión eficiente, bajas caídas de presión, flujo laminar y retro mezclado nulo. Sobre sus canales se impregna el soporte (alúmina coloidal) y sobre este último el catalizador (óxidos mixtos de Mn-Cu) [4].


Tabla N°3.1.1. Descripción de la estructura monolítica

Estructura monolítica	
Ficha técnica	
	
Material	Cordierita (fórmula)
Proveedor	PINGXIANG CHEMESHUN CERAMICS CO., LTD. (China; www.chemshun.com). Se evaluaron alternativas como Corning Incorporated (www.corning.com) por su calidad premium, pero se optó por este proveedor tras búsqueda de opciones más económicas.
Volumen	0,00675 m ³
Propiedades relevantes	
Dimensiones de los canales	60 celdas/cm ²
Dimensiones (LxAxH)	0,15mx0,15mx0,3m
Costo aproximado	10,20USD/unidad

Soporte

Es una suspensión de alúmina que se impregna sobre los canales de la estructura monolítica y cumple la función mejorar el área superficial y soportar el catalizador.

Tabla N°3.1.2. Descripción del soporte

Alúmina Coloidal	
Ficha Técnica	
	
Material	Compuesto en forma de Polvo de coloración celeste
Proveedor	Nyacol®
Volumen	200 litros
Propiedades relevantes	
pH	4.0
Contenido de aluminio expresado como %p/p de Al ₂ O ₃	20
Costo aproximado	4000USD/200L

Catalizador

El catalizador que se utiliza en la tecnología de combustión catalítica de compuestos orgánicos volátiles es de óxidos mixtos de Cobre y Manganeso, más específicamente Acetato de manganeso (II) Tetrahidrato y Acetato de Cobre (II) Monohidrato en relación 9:1. Estos compuestos se disuelven en agua y se aplican de forma líquida sobre la superficie mediante una impregnación [1].

Tabla N°3.1.3. Descripción del catalizador

Ficha Técnica		
Parámetro	Acetato de Manganeso (II) Tetrahidrato	Acetato de Cobre (II) Monohidrato
Fórmula química	$Mn(CH_3COO)_2 \cdot 4H_2O$	$Cu(CH_3COO)_2 \cdot H_2O$
Apariencia	Cristales rosados	Cristales verdes-azules
Pureza	≥ 99% (calidad del reactivo, ASTM D480-88)	≥ 99% (calidad del reactivo, ASTM D480-88)
Peso molecular	245,09 g/mol	199,65 g/mol
Relación molar	9 partes (Mn:Cu = 9:1)	1 parte (Mn:Cu = 9:1)
Cantidad por reactor	2 kg	0,25 kg
Proveedor	RESEARCH AG SA / Fisher Scientific	RESEARCH AG SA / Merck Millipore
Costo estimado	~USD 50/kg	~USD 100/kg
Dilución	Agua desmineralizada	Agua desmineralizada

Agua bidestilada para la solución

Este compuesto es necesario adquirirlo debido a la falta de suministro de agua desmineralizada en la planta futura, se necesita para hacer las soluciones para el catalizador y además para la suspensión de alúmina coloidal del soporte. Se tomo este valor en general, pero se podría actualizar a los valores de un proveedor local.

Tabla N°3.1.4. Descripción del agua de disolución

Agua bidestilada	
Ficha técnica	
	
Material	Agua pura libre de minerales
Distribuidor	Empresa local de la ciudad
Volumen	1000 L
Otra información relevante	
pH	En el rango de 5 a 8
Conductividad	menor a 1.0 $\mu\text{S/cm}$
Costo aproximado	~200USD/envase

Material aislante para el reactor

El material aislante recubre el reactor monolítico catalítico (3,37 m³, dimensiones 1,5 m × 1,5 m × 1,5 m) para minimizar pérdidas de calor durante la oxidación de COVs a temperaturas de 200-400°C, mejorar la eficiencia energética (~10-15% de reducción en consumo térmico) y garantizar la seguridad operativa al limitar la temperatura superficial externa (<60°C). Se selecciona lana de vidrio de alta densidad por su resistencia térmica, bajo costo y compatibilidad con el ensamblaje *in situ* en cabinas de pintura. La siguiente tabla detalla las especificaciones, cantidades, proveedores y consideraciones para su implementación.


Tabla N°3.1.5. Descripción del material aislante

Aislante del reactor	
Ficha técnica	
	
Material	Lana de vidrio de alta densidad; densidad: 24-32 kg/m ³
Distribuidor	Isover Argentina / Knauf Insulation (local)
Volumen	9 m ² (superficie externa del reactor: 4 caras × 1,5 m × 1,5 m = 13,5 m ² , espesor: 50 mm; volumen: ~0,675 m ³)
Otra información relevante	
Resistencia Térmica	R=1,25-1,5 m ² ·K/W (espesor 50 mm).
Conductividad térmica	0,035-0,04 W/m·K
Costo aproximado	~USD 200-300 (material + instalación para un reactor).

Jaula del reactor

La jaula del reactor constituye la estructura mecánica externa que alberga y soporta el conjunto de módulos monolíticos catalíticos, garantizando la integridad estructural del sistema durante su operación, transporte e instalación. Esta estructura está diseñada para contener un volumen interno aproximado de 3,37 m³ (dimensiones 1,5 m × 1,5 m × 1,5 m), permitiendo la correcta disposición y alineación de los monolitos, así como la integración del sistema de aislamiento térmico y los elementos de sujeción necesarios.

Tabla N°3.1.6. Descripción de la estructura metálica del reactor

Jaula del reactor	
Ficha técnica	
	
Material	Acero estructural al carbono S275JR, perfiles rectangulares atornillados.
Distribuidor	Steel S.R.L.
Volumen	Volumen interno ocupado por módulos: 3,375 m ³ . Marco estructural: Perfiles rectangulares 40x40x3 mm
Otra información relevante	
Recubrimiento estructura	Pintura industrial alta temperatura (> 300 °C), base silicónica o epoxi modificada.
Juntas	Tornillos 8.8 con tuercas y arandelas planas para paneles removibles.
Costo aproximado	~USD 300-350




3.2 Equipos complementarios

El reactor monolítico catalítico requiere la integración de una serie de equipos auxiliares cuya función es garantizar condiciones de operación estables y seguras durante el tratamiento de corrientes gaseosas. Estos equipos no forman parte directa de la estructura del catalizador, pero resultan indispensables para asegurar la temperatura de operación necesaria para promover la oxidación de los compuestos orgánicos volátiles. En este apartado se presentan las fichas técnicas de los principales equipos complementarios seleccionados:

Sistema de calentamiento de la corriente de ingreso

Para que la reacción catalítica ocurra de forma adecuada y con alta conversión es necesario diseñar un correcto sistema de calentamiento de la corriente de ingreso. Se evalúan tres alternativas: resistencias eléctricas, calentador de combustión indirecta e intercambiador de calor con calentador auxiliar. Cada opción se selecciona según criterios de eficiencia energética, costo operativo, simplicidad y seguridad. La siguiente tabla compara sus especificaciones técnicas, proveedores, costos y consideraciones para su integración en el sistema.

Tabla N°3.2.1. Descripción de los sistemas de calentamiento

Sistemas de calentamiento de corriente de ingreso			
Ficha técnica			
Parámetro	Resistencias eléctricas	Calentador de Combustión Indirecta	Intercambiador de Calor + Calentador Auxiliar
Descripción	Resistencias de hierro aluminizado; calentamiento en dos etapas; Potencia: 1100-1200 kW; voltaje: 380V trifásico; eficiencia: ~90%	Calentador a gas natural; combustión en cámara separada; potencia: 1100-1200 kW	Intercambiador gas-gas (carcasa y tubos aleteados); Recupera ~60-70% del calor (700-800 kW); calentador auxiliar: 300-400 kW (eléctrico o gas);
Figura			
Material	Hierro aluminizado (resistencia); carcasa de acero inoxidable.	Acero inoxidable (cámara y tubos); revestimiento refractario interno.	Acero inoxidable (tubos aleteados); auxiliar en acero o resistencias.
Fundamento de Operación	Calienta directamente 20000 Nm³/h de aire a 180-250°C con resistencias	Quema gas natural para precalentar 20000 Nm³/h a 185-192°C	Recupera calor de la salida (260°C) para precalentar entrada (25°C a ~150-160°C), con calentador auxiliar para alcanzar 185-192°C
Observaciones Técnicas	Simplicidad de instalación; alta respuesta (<5 min a 300°C); ideal para caudales estables.	Económico en zonas con gas natural; requiere sistemas de ventilación/extracción.	Máxima eficiencia; necesita control PID avanzado y monitoreo de ΔP.
Proveedores	Termoeléctrica Argentina (www.termoelectrica.com.ar), Siemens Argentina	John Zink Hamworthy (representante local), Burner Systems Argentina	Alfa Laval Argentina (www.alfalaval.com/ar), Termoeléctrica Argentina
Costo estimado	~USD 800 (2 unidades x USD 400).	~USD 1300-1600	~USD 2400-3100. (intercambiador + calentador auxiliar)

Las tres alternativas evaluadas —resistencias eléctricas, calentador de combustión indirecta e intercambiador de calor con recuperación energética— presentan ventajas y limitaciones en términos de inversión inicial, costos de operación, simplicidad de control y

requerimientos de espacio. Si bien el uso de resistencias eléctricas se destaca por su sencillez y rápida respuesta, su consumo energético resulta elevado para los caudales de interés. El calentador de combustión indirecta ofrece un menor costo operativo en contextos con disponibilidad de gas natural, aunque implica mayores exigencias de seguridad y espacio. Finalmente, la recuperación de calor de reacción mediante un intercambiador gas-gas aguas abajo del proceso surge como la opción más atractiva desde el punto de vista de la eficiencia energética, ya que reduce aproximadamente a la mitad en promedio la potencia térmica adicional requerida, debido a la recuperación de la energía de la reacción catalítica, disminuyendo de este modo tanto los costos de operación como el impacto ambiental asociado. Se requiere sin embargo el uso de un calentador para la puesta en funcionamiento y para compensar el calor requerido cuando este no pueda ser aportado desde la reacción, por ejemplo, en situaciones de tratamiento de corrientes de aire contaminado con baja concentración de COVs.

En función de lo expuesto, el diseño de ingeniería de producto contempla las tres alternativas, quedando la selección final sujeta a un análisis técnico-económico integral que considere las condiciones específicas de instalación, disponibilidad de insumos energéticos y criterios de sustentabilidad. Sin embargo, en esta instancia inicial de factibilidad del proyecto, se selecciona por simplicidad operativa y practicidad de instalación un calentador de combustión indirecta a gas natural.

Ventilador (soplador de proceso)

La idea es que este equipo pueda garantizar el caudal de aire requerido a través del sistema de tratamiento de gases (calentador + reactor catalítico). Su dimensionamiento debe asegurar el transporte de aproximadamente 20 000 m³/h, compensando las pérdidas de carga asociadas al paso por filtros, ductos, intercambiadores de calor y el reactor.

Tabla N°3.2.2. Descripción del soplador

Extractor Industrial	
Ficha técnica	
	
Características	Ventilador centrífugo; flujo: 20000 Nm ³ /h (5,56 m ³ /s); presión estática: 5-10 kPa; velocidad: 1800-3000 rpm.
Material	Carcasa de chapa de acero protegida con pintura epoxi-poliéster anticorrosiva
Distribuidor	Chicago Blower Argentina, Ventiladores Industriales, S&P Argentina.
Otra información relevante	
Dimensiones	1,2 m × 1,0 m × 1,0 m (carcasa); diámetro impulsor: ~0,8 m.
Potencia	Motor eléctrico: 45-75 kW (trifásico, 380V AC, 50 Hz); eficiencia: ~85%
Costo total aproximado	~USD 3.700-5.900 (ventilador + motor)

Sistema de control

El sistema de control está diseñado para mantener la temperatura de entrada al reactor monolítico catalítico en el rango óptimo (180-250°C) para la oxidación eficiente de COVs, adaptándose a variaciones en caudal (hasta 20.000 Nm³/h) y concentración de contaminantes entre 500 y 2000 ppm. Utiliza un lazo de control PID (Proporcional-Integral-Derivativo) que mide la temperatura en la entrada del reactor y ajusta el actuador del sistema de calentamiento seleccionado (resistencias eléctricas, combustión indirecta o intercambiador con calentador auxiliar). Esto asegura estabilidad, minimiza consumo energético y previene sobrecalentamientos. La siguiente tabla detalla los componentes principales, especificaciones y consideraciones para su implementación en el reactor.


Tabla N°3.2.3. Descripción del sistema de control

Sistema de control del calentamiento del aire			
Ficha técnica			
Componente	Descripción y especificaciones	Distribuidor	Costo estimado
Sensor de Temperatura	Termocupla tipo K (Ni-Cr/Ni-Al); rango: -200 a +1260°C; precisión: $\pm 1^\circ\text{C}$ (0.75% de lectura); respuesta: <1 s; salida: 4-20 mA o mV.	Omron / Honeywell (local en Argentina)	~USD 50-100/unidad.
Controlador PID	Algoritmo PID digital; entradas: 1 analógica (termocupla); salidas: 2 (relé/analógica); interfaz: RS-485 o Ethernet para PLC; <i>tuning</i> auto/manual; alarma de desviación ($\pm 5^\circ\text{C}$).	Siemens (SIMATIC) / PID Controller local	~USD 200-400/unidad.
Relé de Estado Sólido (SSR)	Para control de resistencias eléctricas; capacidad: 25A, 240V AC; conmutación <i>zero-crossing</i> ; disipador de calor integrado.	Crydom / Local (Electrocomponentes)	~USD 30-60/unidad
Válvula o Accionador	Válvula modulante (para combustión indirecta) o variador de frecuencia (para intercambiador/auxiliar); rango: 0-100% apertura; actuador eléctrico/neumático; precisión: $\pm 2\%$.	Belimo / Local (Válvulas Industriales)	~USD 150-300/unidad.
Sistema Integrado (General)	Cantidad: 1 conjunto por reactor; alimentación: 220V AC, 50Hz; consumo: <100W; interfaz HMI (pantalla táctil opcional).	Proveedor local (Automatización Industrial)	Costo total ~USD 500-1000.

Cabina estructural del sistema de tratamiento

Esto constituye el sitio donde se integran los distintos equipos que conforman el sistema de tratamiento de gases (ventilador, calentador, reactor catalítico y sistema de control). Su función principal es proveer una estructura rígida y segura que mantenga los equipos en disposición alineada, una aislación térmica parcial y facilite las tareas de operación y mantenimiento.

Tabla N°3.2.4. Descripción del chasis

Cabina del equipo			
Ficha técnica			
			
Parámetro	Descripción y especificaciones	Proveedor	Costo estimado
Material del chasis	Aleación de aluminio 6061-T6; espesor: 3-5 mm; conductividad térmica: 167 W/m·K; peso: ~2,7 g/cm³.	Estructuras Dicarlantonio / Estructuras Hollman	~USD 5-8/kg, estimado ~USD 500-800 por cabina (150-200 kg).
Material del techo	Chapa galvanizada (acero recubierto de zinc); espesor: 1,2 mm; material ASTM A653		~USD 10/m², estimado ~USD 150-200 (15-20 m²).
Dimensiones	2,0 m x 2,0 m x 2,0 m (externas); volumen interno: ~6 m³ para alojar reactor, ventilador y calentador.		N/A (fabricación a medida por taller local).
Estructura	Chasis modular con perfiles extrudidos; soporta carga estática de ~500 kg.		Costo ensamblaje: ~USD 300-500.
Ductos	Chapa galvanizada (zinc, ASTM A653); diámetro: ~0,5-0,6 m; longitud aproximada: 6-8 m; soldaduras resistentes a 185-260°C (norma AWS D1.1)	Ductos Industriales Argentina / Metalúrgica Santa Fe	~USD 50-70/m, estimado ~USD 300-560 total.
Modularidad	Diseño desmontable: puertas laterales (1,0 m x 1,8 m, 2 unidades), paneles y ductos removibles	N/A	~USD 100-150 adicional.
Estructura soporte (rack)	Rack metálico (acero galvanizado); altura ajustable: 1,5-2,0 m; soporta ~1000 kg	Estructuras Dicarlantonio / Rack Solutions Argentina	~USD 400-600.
Costo total estimado	Por cabina (material + ductos + rack ensamblaje).	Estructuras Dicarlantonio	~USD 1750-2410

3.3 Producto

El producto final debe tener la capacidad de tratar los efluentes de cámaras de pintura, para esto es necesario estudiar un volumen de reactor que sea capaz de tratar el caudal y las concentraciones de contaminantes a las que se someterá.

Las dimensiones de las cámaras de pintura están estandarizadas [5] y velocidad de flujo de aire regulado por norma [6], en conjunto las dimensiones y la velocidad del aire circulante por la cámara, generan un caudal de 20.000 Nm³/h. Por otra parte, la concentración de COVs es fluctuante, pero diversos estudios aseguran que tienen una concentración aproximada de 1.700 mgC/Nm³ (donde C indica miligramos de carbono total por metro cúbico normal de aire) [6-7].

El dimensionamiento del volumen óptimo del reactor se realizó a partir del parámetro **GHSV (Gas Hourly Space Velocity)**, definido como la relación entre el caudal volumétrico de gas y el volumen de catalizador. Este parámetro, expresado en h⁻¹, corresponde a la velocidad espacial horaria del gas y representa la inversa del tiempo espacial, utilizado comúnmente en ingeniería de reactores.

Basado en un valor de GHSV de $5,93 \times 10^3 \text{ h}^{-1}$, determinado en un estudio previo bajo condiciones similares [8], el volumen óptimo del reactor es 3,37 m³ (1,5 m × 1,5 m × 1,5 m), compuesto por 500 monolitos cerámicos de cordierita (0,15 m × 0,15 m × 0,3 m, 0,00675 m³ cada uno). El diseño se representa en el *flowsheet* (Figura 3.3.1), que ilustra el flujo secuencial: ventilador → calentador → reactor → salida, con control PID para estabilidad térmica.

Características principales:

- **Alta eficiencia a bajo costo:** Logra >99% de conversión de COVs (ej. tolueno, etanol) a 300 °C [9], usando un catalizador Mn-Cu (9:1) de bajo costo (~USD 50-100/kg) frente a metales preciosos (Pt/Pd, >USD 1,000/kg).
- **Baja caída de presión:** Los monolitos (60 celdas/cm²) generan $\Delta P < 2 \text{ kPa}$, frente a >10 kPa en lechos empacados, reduciendo consumo del ventilador (~55 kW).
- **Control eficiente:** El sistema PID ajusta la temperatura ante fluctuaciones de COVs (500-2,000 mgC/Nm³ o ppm), logrando ahorros energéticos de 20-30% [9].

Este diseño satisface las necesidades del mercado objetivo (cabinas de pintura automotriz e industrial), ofreciendo una solución escalable, eficiente y alineada con regulaciones ambientales argentinas [6].

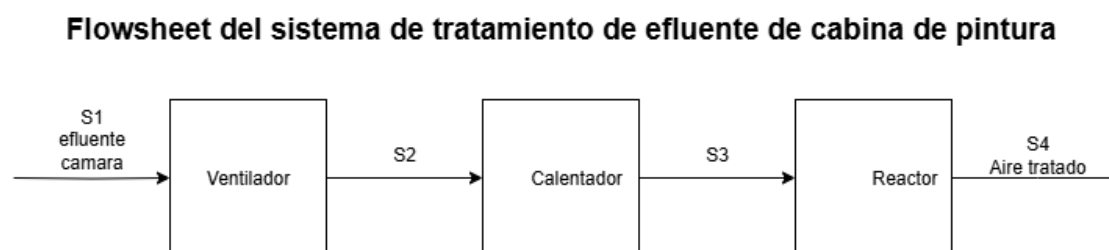


Figura N°3.3.1 Descripción del producto

Tabla N°3.3.1. Anexo de la figura 3.3.1

Corriente	Temperatura (°C)	Concentración de COVs (mg C / Nm ³)	Velocidad (m/s)	Comentario
S1	25	1700	2,0	Efluente de cabina
S2	25	1700	2,5*	Entrada al calentador
S3	185	1700	2,5	Entrada al reactor
S4	260	0	2,5	Salida del reactor

*La aceleración se debe a la conducción del aire de la cabina a través del soplador.

En el trabajo de Miranda, Rodríguez, Serra y Borio [9] se reporta la operación de un reactor catalítico monolítico para la oxidación de COVs, en donde para una concentración de 600 mgC/Nm³ y temperaturas de entrada cercanas a 197 °C, se observa una elevación adiabática de temperatura de aproximadamente 27 °C, alcanzando valores de salida del orden de 224 °C. Dicho incremento corresponde al calor liberado en la oxidación de los compuestos orgánicos y se encuentra directamente relacionado con la concentración de COVs en la corriente de alimentación.

Bajo esta base, puede extrapolarse el comportamiento a las condiciones de este estudio, donde la corriente de entrada al reactor presenta una concentración de 1700 mgC/Nm³ y una temperatura de 185 °C. Asumiendo que la elevación adiabática es proporcional a la concentración de COVs, se obtiene un valor estimado de $\Delta T_{Ad} \approx 76.5$ °C. En consecuencia, la temperatura de salida esperada en condiciones de conversión completa asciende a ≈ 262 °C.

En función de estos resultados, se plantea como criterio de diseño la consideración de temperaturas de salida del orden de 260 °C para definir los materiales de construcción y el dimensionamiento térmico de los equipos auxiliares.

3.4 Anexo: Cálculos de dimensionamiento y condiciones de operación del reactor

Calculo del volumen del reactor

Utilizando el GHSV de $5,93 \times 10^3$ h⁻¹, mencionado anteriormente, se calculó el volumen estándar de reactor:

$$V_{\text{reactor}} = \frac{Q}{GHSV} = \frac{20000 \text{ Nm}^3/\text{h}}{5,93 \times 10^3 \text{ h}^{-1}} \approx 3,37 \text{ m}^3$$

Configuración geométrica

El volumen del reactor se materializa en un bloque de 3,37 m³, que puede representarse como un cubo de 1,5 m × 1,5 m × 1,5 m. Este volumen se encuentra compuesto por 500 monolitos cerámicos de cordierita ver Figura 3.4.1, cada uno de dimensiones 0,15 m × 0,15 m × 0,30 m, correspondientes a un volumen unitario de 0,00675 m³, como se observa en la Figura 3.4.2

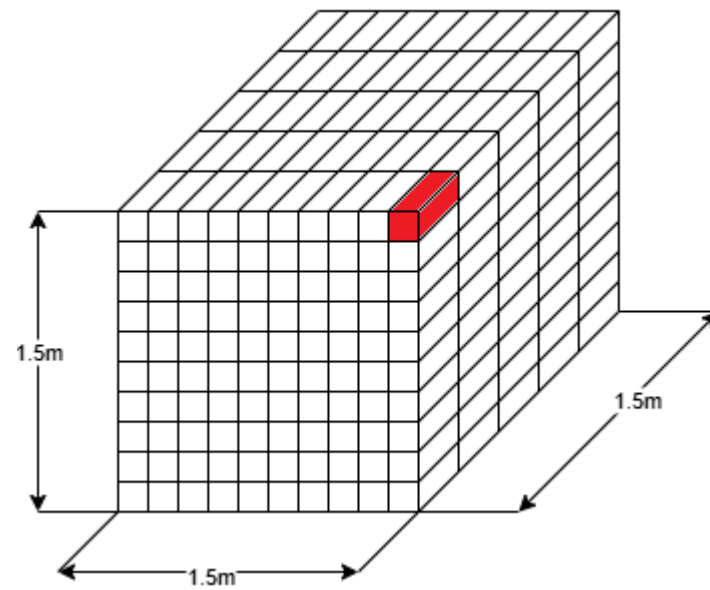


Figura N°3.4.1 Descripción de la configuración geométrica del reactor modular

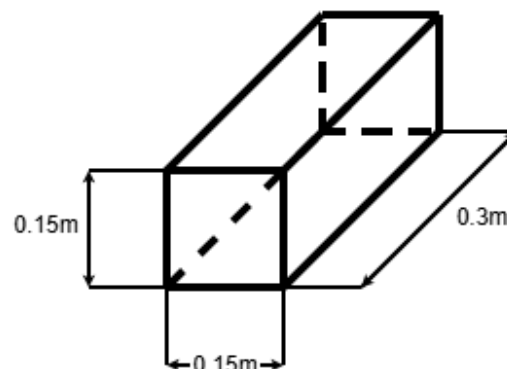


Figura N°3.4.2 Esquema descriptivo de un módulo (monolito unitario).

Por lo tanto, el volumen total resulta:

$$V_{total} = 500 \times 0,00675 \text{ m}^3 = 3,375 \text{ m}^3$$

Estimación de la temperatura de salida

Bajo estas condiciones, la corriente de entrada al reactor presenta:

- Concentración de COVs: 1700 mgC/Nm³
- Temperatura de entrada: 185 °C

La elevación adiabática de temperatura se calcula mediante el balance de energía para una reacción exotérmica completa, basado en Miranda et al. [5]. La ecuación es:

$$\Delta T_{ad} = \frac{-\Delta H_{rx} * n_{et}}{\rho * C_p}$$

Donde:

- ΔH_{rx} : Calor de reacción total por mol de etanol (aproximadamente 1.273×10^6 J/mol)
- n_{et} : Cada mol de etanol (C₂H₆O) contiene 2 átomos de C. Por lo tanto, 1 mol de etanol equivale a 24 g de carbono, considerando una masa atómica de 12 g/mol por átomo de C.

$$n_{et} = \frac{1.700 \frac{\text{g C}}{\text{Nm}^3}}{24 \frac{\text{g C}}{\text{mol}}} = \frac{0.070833 \text{ mol etanol}}{\text{m}^3}$$

- C: Concentración de entrada (1700 mgC/Nm³ = 1.7 g C/Nm³).
- ρ : Densidad del aire (≈ 1.2 kg/Nm³)
- C_p : Calor específico del aire (≈ 1 kJ/kg·K).

Sustituyendo los valores:

$$\Delta T_{ad} = \frac{0.070833 \frac{\text{mol}}{\text{Nm}^3} \times 1.273 \times 10^3 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{1.2 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3} * 1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{K}}} = 75,14^\circ\text{C}$$

Lo que resulta, en una temperatura de salida del reactor de:

$$T_{salida} = T_{entrada} + \Delta T_{ad} = 185 + 75.14 \approx 260.14^\circ\text{C}$$

3.5 Bibliografía

[1] M.L. Rodriguez, L.E. Cadús, D.O. Borio, “VOCs abatement in adiabatic monolithic reactors: heat effects, transport limitations and design considerations”. Chem. Eng. J., 306 (2016) 86-98, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2016.05.055> (SJR, Q1)

[2] M.L. Rodriguez, L.E. Cadús, D.O. Borio, “Monolithic reactor for VOCs abatement: Influence of non-uniformity in the coating”. J. Env. Chem. Eng., 5 (2017) 292-302. (SJR, Q1)

[3] M.L. Rodriguez, L.E. Cadús, D.O. Borio, “VOCs abatement in adiabatic monolithic reactors: heat effects, transport limitations and design considerations”. Chem. Eng. J., 306 (2016) 86-98, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2016.05.055> (SJR, Q1)

[4] Agüero, F. & Morales, María & Duran, Flavia & Barbero, Bibiana & Cadús, Luis. (2013). MnCu/Cordierite Monolith used for Catalytic Combustion of Volatile Organic Compounds. Chemical Engineering & Technology. 36. 10.1002/ceat.201200713.

[5] Garcia Jimenez A. El pintor y su estudio Características constructivas y tecnologías de las cabinas de pintura (Online). Available: <https://documentacion.fundacionmapfre.org>

[6] norma española, *Instalaciones de recubrimiento*, UNE-EN 12215, AENOR 2005

[7] Chen, Jiangyao & Liu, Ranran & Gao, Yanpeng & An, Taicheng. “Preferential purification of oxygenated volatile organic compounds than monoaromatics emitted from paint spray booth and risk attenuation by the integrated decontamination technique.” Journal of Cleaner Production. 2017.

[8] Sauro Pieruccio, Danilo Bombardi, Antonello Concu, Giuseppe Lugli. “Modelling, Design and Commissioning of a Sustainable Process for VOCs Recovery from Spray Paint Booths” European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 13. 2003

[9] Miranda, A.F.; Rodríguez, M.L.; Serra, F.M.; Borio, D.O. “Novel Control System Strategy for the Catalytic Oxidation of VOCs with Heat Recovery.” Catalysts 2023, 13, 897.

CAPÍTULO 4: ESTUDIO DE MERCADO

El propósito de este estudio de mercado es analizar y comprender el estado actual del sector en el que opera un equipo de tratamiento de aire contaminado con COVs, identificando las principales tendencias, la competencia, y el comportamiento de los consumidores. A través de este análisis, se busca obtener una visión integral del mercado para facilitar la toma de decisiones estratégicas que impulsen el crecimiento y posicionamiento del producto.

Este estudio se enmarca en el sector de la industria de las cabinas de pintura, una industria que ha experimentado crecimiento en los últimos años debido a su innovación tecnológica.

En el contexto actual, el sector se enfrenta a futuros cambios regulatorios enfocados en lo ambiental por la contaminación de COVs al medio ambiente que generan las cabinas lo que impulsará cambios en el comportamiento del consumidor, los cuales optarán por una alternativa más amigable con el medio ambiente. Con respecto al mercado de las cámaras de pintura, se espera un crecimiento 5.4% de la tasa de crecimiento anual compuesta [TCAC] para 2035 [1].

4.1 Panorama Nacional

La situación actual del mercado nacional refleja una adopción prácticamente nula de sistemas de tratamiento de emisiones gaseosas en las cabinas de pintura, ya que la mayoría de las instalaciones operan sin equipos catalíticos o de oxidación térmica. Esta baja penetración tecnológica se explica por la falta de conciencia sobre el impacto ambiental de los COVs y la carencia de normativas específicas que regulen sus niveles de emisión en el sector.

Independientemente de la legislación vigente a nivel nacional, muchas empresas adoptan estándares internacionales para poder insertar sus productos en el mercado global. Esto las obliga a adaptar sus procesos productivos, incluso en contextos donde no existen normativas ambientales específicas ni políticas de protección claramente reglamentadas, como ocurre en Argentina. Asimismo, las tendencias del mercado proyectan un crecimiento en la demanda, impulsado por las nuevas exigencias de la Agenda 2030, para la cual se prevén restricciones y marcos regulatorios cada vez más estrictos en relación con la emisión y el control de compuestos orgánicos volátiles (COVs). Además, se espera que la conciencia ambiental y social de las personas jueguen un papel importante en los próximos años, dado a que, por lo general, las cabinas de pinturas se colocan en zonas urbanas generando un impacto negativo importante en la sociedad.

En lo que se refiere a la competencia, esta se encuentra ubicada en el exterior de Argentina en países como China, España y el Reino Unido.

4.2 Panorama internacional

Existen algunas empresas tecnológicas en el exterior que poseen experiencia en el tratamiento de emisiones de COVs y podrían desarrollar o adaptar una solución específica para cabinas de pintura en caso de presentarse una demanda formal en el mercado argentino.

No obstante, la ausencia de un producto estándar ya disponible, junto con los elevados costos de importación, logística y servicios postventa, reduce significativamente la viabilidad económica de incorporar tecnología internacional frente al desarrollo local de soluciones catalíticas.

4.3 Productos Sustitutos

En el tratamiento de corrientes gaseosas con compuestos orgánicos volátiles (COVs) existen diversas tecnologías alternativas que pueden considerarse productos sustitutos del reactor catalítico propuesto. Estas tecnologías difieren en su principio de operación, eficiencia y rango de aplicación según la concentración de COVs presente en el flujo a tratar.

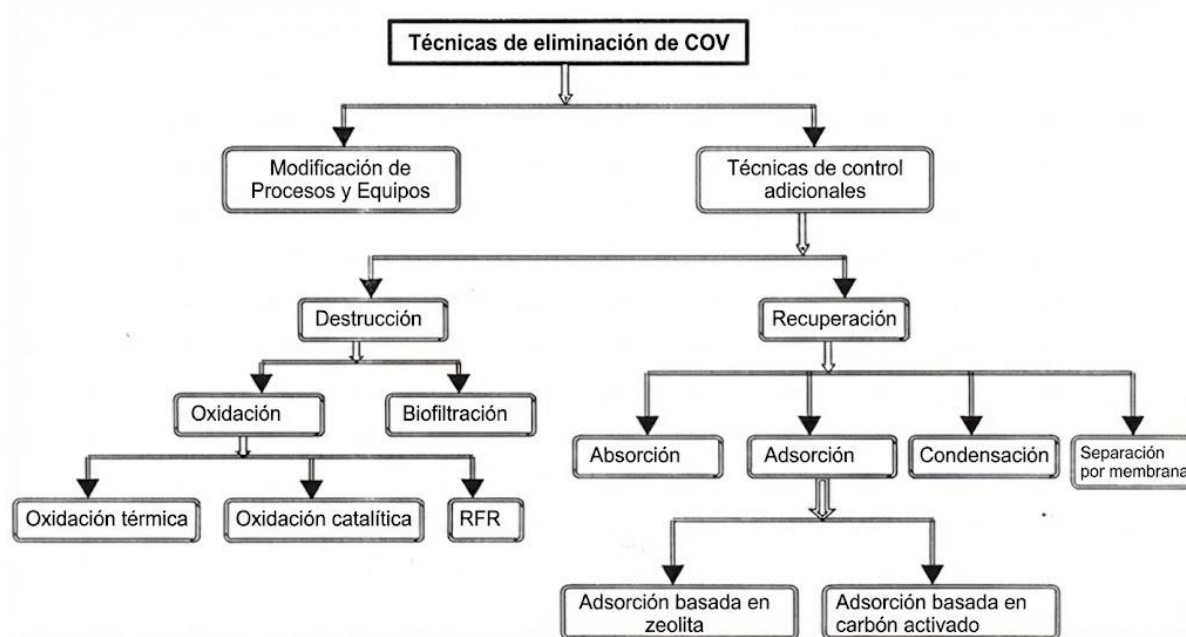


Figura N°4.3.1 Clasificación de las distintas tecnologías de control de COVs

Fuente: Adaptado de Khan, F. I., & Ghoshal, A. K. (2000) [2].

La Figura 4.3.1, adaptada de Khan y Ghoshal (2000) [2], presenta una clasificación conceptual de las principales tecnologías de control de COVs en función de su mecanismo de acción. En ella se agrupan los procesos físicos (como adsorción, absorción y condensación), los químicos (oxidación térmica y catalítica) y los biológicos. Este esquema permite comprender la diversidad de enfoques existentes.

A partir del mismo trabajo de Khan y Ghoshal (2000), se adapta la Tabla 4.3.1, en la cual se comparan los rangos típicos de aplicación, eficiencias de remoción y principales características operativas de las tecnologías más empleadas en el tratamiento de emisiones gaseosas.

Tabla N°4.3.1. Comparativa de tecnologías industriales de tratamiento de COVs

Tecnología	Rango típico de concentración de COVs (ppm)	Eficiencia de remoción (%)	Observaciones principales
Oxidación térmica	>20 hasta <25% del LEL*	95–99	Adecuada para concentraciones altas; requiere altas temperaturas y medidas de seguridad.
Oxidación catalítica	100–1000 (<25% del LEL)	90–98	Menor temperatura de operación; sensible al envenenamiento del catalizador.
Biofiltración	<5000	60–95	Requiere gases húmedos; limitada por la biodegradabilidad del contaminante.
Condensación	5000–10 000	70–85	Solo efectiva a altas concentraciones y COVs de alto punto de ebullición.
Absorción	500–15 000	90–98	Adecuada para COVs solubles; puede requerir pretratamiento y regeneración.
Adsorción (carbón activado)	700–10 000 (<25% del LEL)	80–90	Requiere regeneración; afectada por humedad alta.
Adsorción (zeolitas)	1000–10 000 (<25% del LEL)	90–96	Alta selectividad; resistente a humedad; alto costo.
Separación por membranas	Muy baja (<25% del LEL)	90–99	Tecnología emergente; aún de aplicación limitada industrialmente.

Fuente: Adaptado de Khan, F. I., & Ghoshal, A. K. (2000) [2].

*LEL se refiere *Lower Explosive Limit* (Límite Inferior de Explosividad en español).

A partir de esta información, se puede deducir que de todas posibles tecnologías solo algunas pueden ser utilizadas para el caudal y concentración que se busca tratar. Entre las opciones disponibles, se han seleccionado las siguientes para realizar un análisis que incluye sus ventajas, desventajas y precios en el rango de operación establecido:

4.3.1 Equipo de oxidación térmica regenerativa (RTO)

Los equipos de oxidación térmica regenerativa (RTO) son tecnologías ampliamente empleadas para la destrucción de COVs en corrientes gaseosas a través de reacciones de oxidación a alta temperatura, con recuperación de calor mediante lechos cerámicos. Se utilizan principalmente en industrias con volúmenes elevados de emisiones orgánicas. Este tipo de equipos se encuentra disponible comercialmente en el mercado, como el modelo ofrecido por la empresa CPI [3]. El valor de adquirir un equipo como este rondaría los USD 400.000-600.000.

Ventajas: Equipo eficiente y regenerativo de larga duración

Desventajas: Alto consumo de energía y precio elevado



Figura N°4.3.2 Equipo de oxidación térmica regenerativa

Fuente: Recuperado de CPI s.f.

4.3.2 Equipo de tratamiento de gases de escape photooxygen UV

El gas contaminado ingresa a la cámara de reacción equipada con el módulo de oxidación por fotólisis UV a través del equipo de recolección y escape de gases de escape, el haz de luz UV de alta energía y el ozono descomponen y oxidan sinérgicamente el gas contaminado, de modo que este se degrada y se convierte en compuestos de bajo peso molecular, agua y luego el dióxido de carbono se descarga al exterior a través del conducto de escape. El precio de este equipo en el mercado se aproxima a los USD 13623,0 según se pudo averiguar con la marca *Jinan Juyishun* de *Made In China* [4].

Ventajas: No requiere de incineración

Desventajas: No muy eficiente, bajo caudal a tratar y no es un producto masivo en el mercado (una sola empresa lo comercializa)



Figura N° 4.3.3 Equipo de oxidación por fotólisis UV

Fuente: Recuperado de Made-in-China, s.f.

4.3.3 Cámara depuradora de aire con filtro de carbón activado

Los equipos de adsorción y filtración mediante carbón activo ofrecen una solución alternativa para el tratamiento de emisiones de COVs en cabinas de pintura. Por ejemplo, la empresa Blowtherm comercializa un sistema denominado Depuradora de aire Blowtherm Green [5], diseñado para eliminar disolventes, olores y compuestos orgánicos volátiles en procesos de pintura industrial. Esta tecnología se caracteriza por su estructura compacta, filtrado en múltiples etapas y facilidad de mantenimiento, lo que la hace adecuada para aplicaciones en talleres y líneas de acabado de mediana escala.

Ventajas: Requiere poco espacio, y bajo consumo energético

Desventajas: Necesidad de tratamiento secundario para eliminar los COVs retenidos en los filtros. Disposición final de los filtros.



Figura N°4.3.4 Equipo depurador de aire con filtros de carbón activado

Fuente: Recuperado de Blowtherm 21, s.f. [5].

Impacto en el mercado: La mayoría de los equipos sustitutos identificados se encuentran desarrollados y comercializados por fabricantes del exterior, lo cual implica que su incorporación en el mercado nacional requiere procesos de importación, gestión logística especializada y disponibilidad de servicios postventa internacionales.

Estas condiciones incrementan significativamente el costo final del equipo, además de generar dependencias tecnológicas y plazos de entrega prolongados. En consecuencia, la adopción de estas tecnologías en Argentina se ve limitada, lo que refuerza la oportunidad de desarrollar soluciones locales competitivas, con menores costos de adquisición, soporte técnico inmediato y adaptación regulatoria específica al contexto industrial del país.

4.4 Análisis de la Demanda

La demanda nacional potencial del reactor catalítico monolítico puede segmentarse en dos grandes grupos de compradores:

- Fabricantes e integradores de cabinas de pintura: empresas que producen, comercializan e instalan estos sistemas, constituyendo un canal estratégico para la incorporación de tecnologías de control de emisiones.
- Usuarios directos de cabinas de pintura (o sistemas equivalentes): industrias donde el pintado es parte esencial de sus procesos productivos, tales como la automotriz, la metalúrgica, la de equipamiento industrial, así como talleres mecánicos y de chapa y pintura automotriz.

No obstante, la evolución de esta demanda se encuentra sujeta a diversos condicionantes. Entre los factores económicos, se destacan las limitaciones de inversión derivadas de la coyuntura nacional, que pueden restringir la capacidad de adopción de nuevas tecnologías en las

empresas más pequeñas. A nivel social, la falta de información acerca de la magnitud de la contaminación generada por COVs y sobre las soluciones disponibles representa una barrera significativa para la expansión del mercado.

4.5 Pronósticos de demanda

4.5.1 Demanda de cabinas de pintura existentes

En Argentina, existen 12 terminales automotrices que emplean procesos de pintado en cabinas industriales (ADEFSA, 2024) [6], mientras que la Dirección Nacional de los Registros de la Propiedad Automotor y la Cámara de Talleres de Reparación de Automotores (CATRA, 2023; DNRPA, 2024) [7-8] estiman la existencia de alrededor de 20.000 talleres de reparación automotriz, de los cuales una proporción menor pero significativa realiza tareas de pintado en cabinas acondicionadas. Asimismo, el sector manufacturero metalúrgico y de bienes de capital, que constituye uno de los principales rubros de la industria nacional, también recurre de forma intensiva a sistemas de pintado en cabina (INDEC, 2024) [9].

La tabla 4.5.1 presenta la estimación del número de cabinas de pintura existentes en el país, clasificadas según el sector de actividad donde se emplean. Los valores fueron determinados a partir de supuestos basados en información disponible de los sectores automotriz, de talleres de reparación y de manufactura industrial, con el objetivo de dimensionar la demanda potencial de tecnologías de tratamiento de emisiones gaseosas. Esta estimación constituye la base sobre la cual se proyectará posteriormente la adopción tecnológica del reactor catalítico propuesto.

Tabla N°4.5.1. Tabla estimación de la demanda en cabinas existentes

Sector/segmento	Número de entidades con cabinas existentes	Promedio de cabinas por entidad	Cabinas totales (N° de entidades x Promedio)	Fuente / comentario
Plantas automotrices	4	5	20	Según datos de producción anual y datos de empresas con producción similar.
Talleres de chapa y pintura automotriz	20 000	0.05	1 000	Según FAATRA, el 70% de los talleres son informales o pequeños y del 30% restante solo un parte tendría cabina de pinturas, de ahí se supone el 5% del total.
Fabricantes de maquinaria industrial	350	2	700	Incluye maquinaria agrícola, equipamiento industrial para logística, etc. Estos equipos pueden ser de tamaño considerable por ello se suponen dos cabinas por entidad,
Total estimado de cabinas existentes			1 720	

Fuente: Elaboración propia en base a datos de la web.

4.5.2 Demanda de cabinas de pintura nuevas

Se conocen 8 proveedores de cabinas de pintura en Argentina: PESINGER, FRAGON, EMYVEC, MEITEC, SDEP, KUPERFLIT, IMHDA, EMSA. Está claro que no todas estas empresas tendrán un ritmo de producción similar, probablemente algunas sean empresas chicas que producen una cabina de pintura por mes, pero también hay algunas empresas que podrán tener su producción por encima de las 4 cabinas por mes. Es por esto que se promedia una producción de 30 cabinas anuales por entidad. A continuación, en la tabla se detalla la demanda por cabinas de pintura nuevas.

Tabla N°4.5.2. Tabla estimación de la demanda en cabinas nuevas

Sector/segmento	N° de entidades	Promedio de cabinas anuales por entidad	Cabinas totales (N° de entidades x Promedio)	Fuente / comentario
Fabricantes de cámaras de pintura	8	30/año	240/año	Estimado para 8 empresas de distintas magnitudes, promediando la capacidad de producción resulta 30 cabinas por año
Proyección a 5 años			1200/5 años	

Fuente: Estimación propia en base a datos de la web.

4.6 Análisis de Factores Impulsores de la Demanda

Para fortalecer el pronóstico de demanda y validar el potencial de inversión en el sector, se analiza la correlación entre la dinámica del mercado automotor, el contexto macroeconómico y la actividad de reparación. Este enfoque provee un sustento sectorial al potencial de crecimiento de la demanda de equipos de tratamiento de COVs.

A. Dinámica del Parque Automotor y la Demanda de Reparación

La demanda de servicios de repintado está intrínsecamente ligada al volumen y la antigüedad del parque automotor nacional. Según el relevamiento más reciente sobre la flota circulante, a fin de 2024 la flota vehicular en Argentina era de 15.552.418 vehículos (incluye automóviles, comerciales livianos y pesados).

La antigüedad promedio del parque se ubica en aproximadamente 14,3 años (año 2024) [10], lo que indica un parque relativamente envejecido. En consecuencia, esto genera una mayor necesidad de tareas de mantenimiento y reparaciones estéticas (chapa y pintura). Un parque con esa edad promedio tiende a generar una demanda sostenida de servicios de repintado y de modernización de equipamiento en talleres y plantas de servicio.

En combinación, el tamaño del parque y su envejecimiento sustentan la hipótesis de una demanda estable/creciente de servicios de reparación y repintado. Esto respalda la estimación base de 1.720 cabinas profesionales existentes actualmente operativas en el país y la necesidad potencial de modernización ambiental de una proporción de esas unidades.

B. Contexto Macroeconómico y Proyección de Inversión

La capacidad de los segmentos compradores (fabricantes e integradores y usuarios directos) para invertir en equipos ambientales de alto costo está condicionada por la actividad industrial del país. Los últimos indicadores del Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC) muestran una dinámica positiva en la actividad manufacturera: por ejemplo, el índice de producción industrial manufacturero presenta variaciones interanuales positivas en los informes recientes (acumulados 2025 muestran aumentos en el orden del 5-9% interanual según mes y periodo analizado) [11].

Estos indicadores reflejan una recuperación/expansión de la actividad productiva que facilita la inversión en expansión de capacidad (cabinas nuevas, estimadas en 240/año) y en tecnologías de control de emisiones costosas como el reactor catalítico, superando las limitaciones de inversión derivadas de la coyuntura nacional.

C. Indicadores de Actividad y Siniestros (Superintendencia de Seguros)

El volumen de actividad en el sector de reparación automotriz puede inferirse a partir de los datos de siniestros del mercado asegurador. De acuerdo con la Superintendencia de Seguros de la Nación (SSN, 2024), durante el ejercicio 2023-2024 se registraron 2.236.223 siniestros de casco en el ramo automotores, cifra que representa un incremento respecto de los 2.066.840 siniestros denunciados en el año 2023 [12].

Este elevado nivel de siniestralidad refleja una alta frecuencia de reparaciones parciales (daños de carrocería y pintura), que constituyen la principal fuente de demanda para los talleres y cabinas de pintura profesional. En consecuencia, se mantiene un flujo constante de trabajos de repintado y reacondicionamiento, lo cual garantiza la utilización sostenida de las cabinas de pintura existentes y genera incentivos para la modernización tecnológica de las mismas, especialmente ante las crecientes exigencias ambientales y la incorporación de equipamiento de control de emisiones como el reactor catalítico propuesto.

4.7 Estimación de la demanda

Para estimar la demanda de cabinas de pintura en el mercado argentino, se empleará el modelo de difusión de innovaciones de Rogers:

La curva de adopción de la innovación de Rogers (1962) [13] que se presenta a continuación, es un modelo que clasifica a los usuarios en distintas categorías según su disposición para adoptar determinada innovación o tecnología.

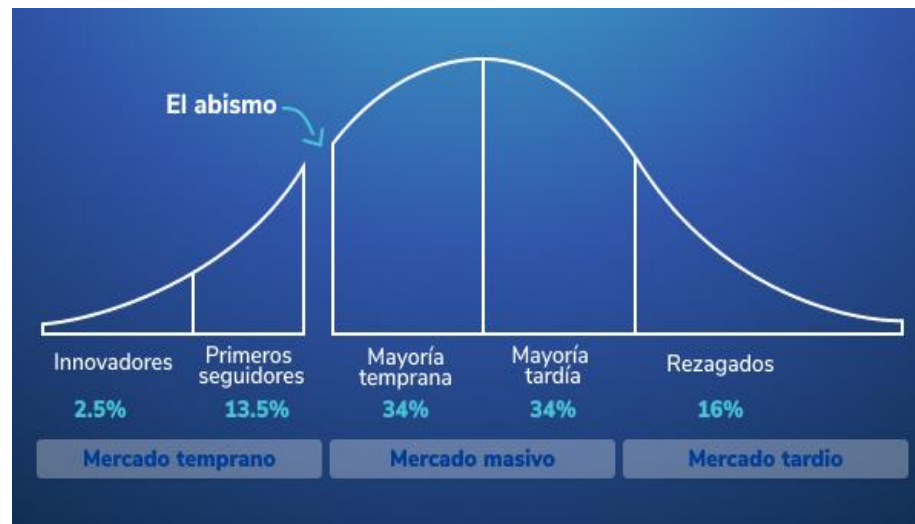


Figura N°4.7.1 Curva de adopción de la Innovación

Fuente: Recuperado de Hotmart s.f.

En este análisis, se asume que, durante los primeros diez años (2026-2036), coincidiendo con la etapa de implementación de los objetivos ambientales de la Agenda 2030 para el Desarrollo Sostenible [14], el mercado estará liderado por el segmento de innovadores (2,5% del mercado potencial) durante los primeros años y luego se inclinará ligeramente hacia los primeros seguidores (13,5% del mercado potencial) según estimaciones basadas en datos sectoriales [1], esto permite fijar el mercado como un 5% del mercado potencial para los 10 años. Este supuesto permite proyectar la demanda tanto para la adaptación de cabinas de pintura existentes como para la adopción en cabinas nuevas.

- **Demanda para Cabinas Existentes:** Considerando un total estimado de 1.720 talleres de chapa y pintura con cabinas profesionales en Argentina, y con un mercado representado por el 5% del total, se tiene que $1.720 \times 0,05 = 86$ talleres. Dividiendo esta cifra entre los diez años del período, la demanda anual para la adaptación de cabinas existentes sería de $86 \div 10 = 8,6$ cabinas por año.
- **Demanda para Cabinas Nuevas:** La producción anual estimada de cabinas de pintura nuevas en Argentina se proyecta en 240 unidades. Pero para este caso, solo se considerará el mercado en el segmento de innovadores (2,5%), ya que quienes adquieran una cámara nueva deberían realizar doble inversión si optan por colocar el reactor en un proyecto. Por ende, la demanda de cabinas nuevas sería de $240 \times 0,025 = 6$ cabinas por año.
- **Demanda Total Anual (2026-2036):** Sumando ambas proyecciones, la demanda total para el período inicial se calcula como **8,6 (cabinas existentes) + 6 (cabinas nuevas) = 14,6 cabinas por año**, redondeado a **15 cabinas por año** para fines prácticos.

Para la validación de este escenario, se tienen los siguientes puntos claves:

- Alto costo: No todos los talleres estarán dispuestos o podrán permitirse una inversión en materia ambiental.
- Ausencia de regulaciones fuertes: Si no existe presión normativa, solo los más innovadores buscarán esta tecnología por voluntad propia.
- Escalabilidad lenta: Incluso entre los innovadores, la inversión podría espaciarse.

4.8 Conclusiones

Los resultados del estudio de mercado son prometedores. Una demanda anual de 15 unidades asegura un flujo constante de ingresos y confirma la existencia de un mercado receptivo a nuestro producto o servicio. La ventaja competitiva de operar en un mercado local sin competencia directa es considerable. Sin embargo, es fundamental monitorear de cerca las tendencias del mercado y las posibles incursiones de competidores internacionales a largo plazo.

Si se deseara ampliar la demanda es importante difundir la importancia del proyecto y las problemáticas que solucionaría, así llegar a que las administraciones municipales y provinciales promuevan la incorporación de tecnologías que reduzcan la contaminación ambiental, así como sancionen normativas alineadas con este propósito.

4.9 Bibliografía

- [1] Future Market Insights. (2025). Paint booth market: Global market analysis report- 2035 [Informe]. Recuperado de <https://www.futuremarketinsights.com/reports/paint-booth-market>
- [2] Khan, F. I., & Ghoshal, A. K. (2000). Removal of volatile organic compounds from polluted air. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 13(6), 527–545. [https://doi.org/10.1016/S0950-4230\(00\)00007-3](https://doi.org/10.1016/S0950-4230(00)00007-3)
- [3] CPI. (s.f.). Regenerative Thermal Oxidizer (RTO). Recuperado de <https://www.cpilink.com/regenerative-thermal-oxidizer>
- [4] Made-in-China. (s.f.). High quality UV photo-oxygen catalytic waste gas disposal treatment equipment. Recuperado de https://es.made-in-china.com/co_in-juyishun/product_High-Quality-UV-Photooxygen-Catalytic-Waste-Gas-Disposal-Treatment-Equipment_ergyygrey.html
- [5] Blowtech 21. (s.f.). Depuradora de aire con carbón activo para cabinas de pintura – Blowtherm Green. Recuperado de <https://blowtech21.com/productos/equipamiento/depuradoras-de-aire/>
- [6] Asociación de Fábricas de Automotores (ADEFAs). (2024). Informe anual de producción automotriz en Argentina. ADEFAs. <https://www.adefa.org.ar>
- [7] Cámara de Talleres de Reparación de Automotores (CATRA). (2023). Relevamiento de talleres de reparación automotriz registrados en Argentina. CATRA.
- [8] Dirección Nacional de los Registros de la Propiedad Automotor (DNRPA). (2024). Estadísticas del parque automotor nacional. Ministerio de Justicia y Derechos Humanos de la Nación. <https://www.dnrpa.gov.ar>
- [9] Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC). (2024). Encuesta industrial mensual: Producción manufacturera. INDEC. <https://www.indec.gob.ar>
- [10] Asociación de Concesionarios de Automotores de la República Argentina (ACARA). (2024). Estadísticas del parque automotor argentino (Informe). Recuperado de <https://www.acara.org.ar>
- [11] Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC). (2025). Índice de producción industrial manufacturero – Informe 2025 (Boletín). Recuperado de <https://www.indec.gob.ar>
- [12] Superintendencia de Seguros de la Nación (SSN). (2024). Siniestros de Casco del Ramo Automotores – Ejercicio 2023-2024 (Circular IF-2024-141144221-APN-GEYE#SSN). Recuperado de <https://www.argentina.gob.ar>

[13] Hotmart. (2022, 27 de mayo). ¿Qué es la curva de adopción de la innovación? Descubre en qué etapa está tu producto. Recuperado el 24 de octubre de 2025, de <https://hotmart.com/es/blog/curva-de-adopcion-de-la-innovacion>

[14] Naciones Unidas. (2015). *Transforming our world: The 2030 Agenda for Sustainable Development* [Resolución]. Recuperado de <https://www.un.org/sustainabledevelopment/es/2030-agenda/>

CAPÍTULO 5: LOCALIZACIÓN

5.1 Introducción

Se elige la Ciudad de San Luis como ubicación de la planta/taller por una razón principal: el grupo de trabajo del INTEQUI (Instituto de Investigación en Tecnología Química), impulsor del proyecto, reside allí y participará directamente en su ejecución, constituyendo además un componente crítico de la mano de obra especializada. En consecuencia, la localización de la planta queda definida en la ciudad de San Luis y no será modificada, aunque haya algunos factores que lo sugieran. A continuación, se discutirá punto a punto las claves de un estudio de localización a partir de esta elección:

5.2 Disponibilidad de Materia prima

Como se comentó en el capítulo 4, las materias primas más importantes deben ser importadas desde el extranjero, colocar la planta cerca de uno de los puertos internacionales del país abarataría costos de transporte. Sin embargo, estos costos no son lo suficientemente alto como para considerar esta opción en la ubicación de la planta. Por otra parte, San Luis, está muy próxima al corredor Bioceánico, lo que abarata costos de transporte. El resto de la materia prima provendrá del mercado argentino, y si bien habrá costos de envío asociados no son prohibitivos.

5.3 Disponibilidad de insumos

En cuanto a los insumos, sucede algo similar al ítem anterior, no son productos de alto valor y tampoco de escasa disponibilidad. Por lo tanto, no se considera un factor crucial en la elección de la localidad.

5.4 Zonas de Consumo o Mercado

El mercado se ubica quizás en todo el territorio nacional, pero se espera que por una cuestión de densidad poblacional y por estadísticas del parque automotor [1] y/o parques industriales [2], este se concentre en la provincia de Buenos Aires incluyendo la Capital Federal (47% parque automotor, 1/3 total parques industriales nacionales). Si bien esto es un motivo importante para considerar en la localización, mudar la mano de obra desde San Luis a Buenos Aires daría lugar a un incremento del costo agregado al producto final.

5.5 Suministro de Energía y Combustible

Disponibilidad de Energía y servicios públicos: Si la ubicación de la planta se fija en un parque industrial el suministro de energía y servicios públicos se resuelve fácilmente. En cuanto a combustible, al localizar la planta en la ciudad de San Luis, esta estará en una región urbana con basto acceso a combustible.

5.6 Suministro de Agua

Al ubicar la planta en un parque industrial que provea red de agua, se asegura un suministro suficiente para las necesidades básicas de la planta y más.

5.7 Disponibilidad de Mano de Obra

Como se explica en la introducción del capítulo, la disponibilidad de mano de obra es la parte más importante de este estudio de localización y es la que define la ubicación. Esta tecnología en desarrollo es innovadora y quienes trabajan en ella en el laboratorio serán parte fundamental de la planta. Es decisión de este grupo de trabajo de colocar la planta en su lugar de radicación para evitar recolocación de ellos y de sus puestos actuales de trabajo.

5.8 Ubicación geográfica – Mapas y planos

A continuación, se presentan tres mapas que permiten contextualizar la ubicación seleccionada para el proyecto en distintos niveles geográficos.

En primer lugar, la figura 5.8.1 muestra el mapa de la República Argentina y la localización de la provincia de San Luis dentro del territorio nacional. Luego, la figura 5.8.2 exhibe el mapa provincial, donde se identifica la posición de la ciudad de San Luis. Finalmente, la figura 5.8.3 presenta un plano urbano de la ciudad, utilizado para situar el área general donde se emplazará el proyecto.

La inclusión escalonada de estas imágenes facilita comprender la localización desde una escala nacional hasta una escala urbana.



Figura N°5.8.1 Mapa de la República Argentina con la ubicación de la provincia de San Luis en rojo
Fuente: Recuperado de Instituto Geográfico Nacional - Ministerio de Defensa

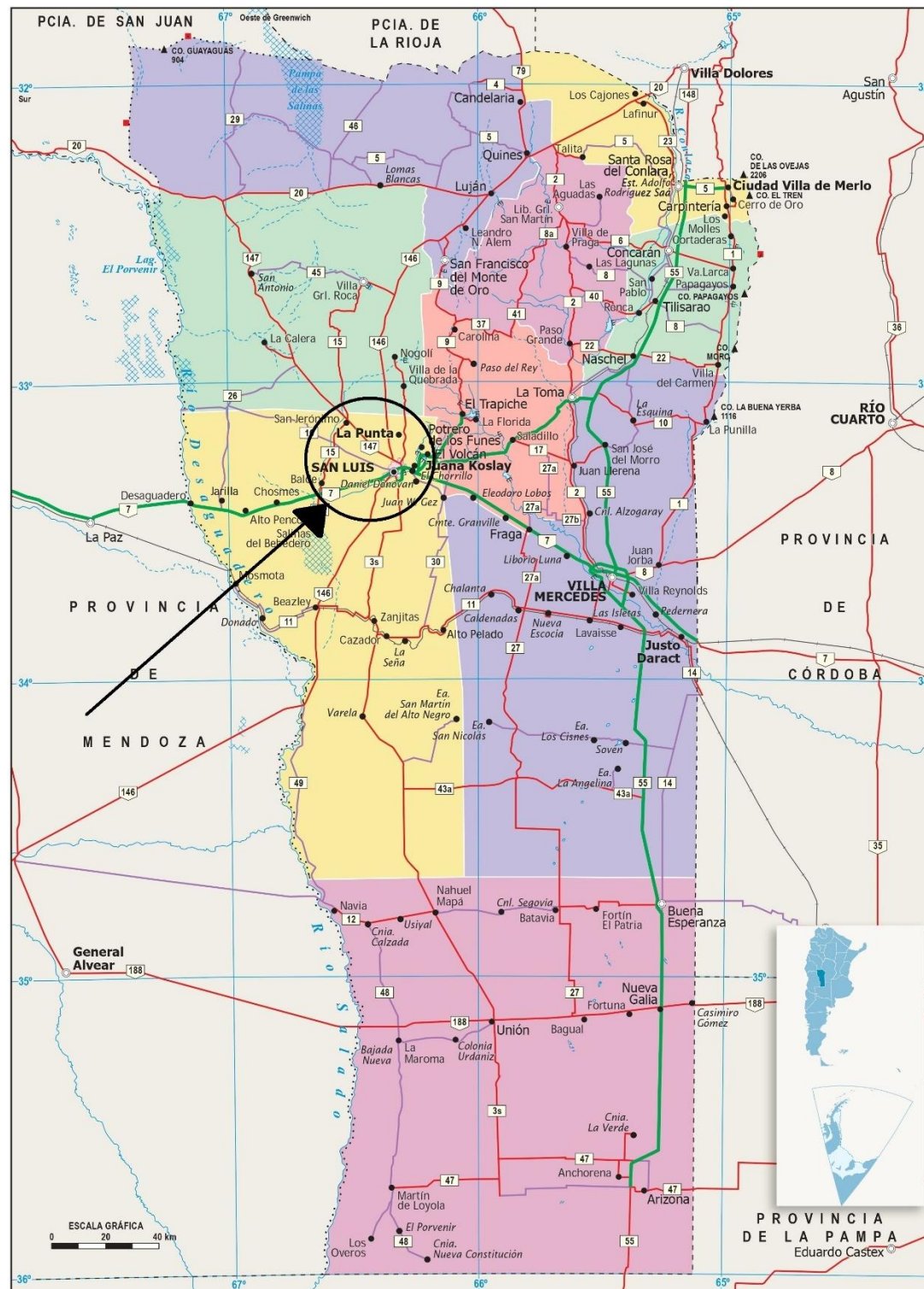


Figura N°5.8.2 Mapa de la provincia de San Luis, con la Ciudad de San Luis señalada por la flecha y el círculo

Fuente: https://es.wikipedia.org/wiki/Provincia_de_San_Luis

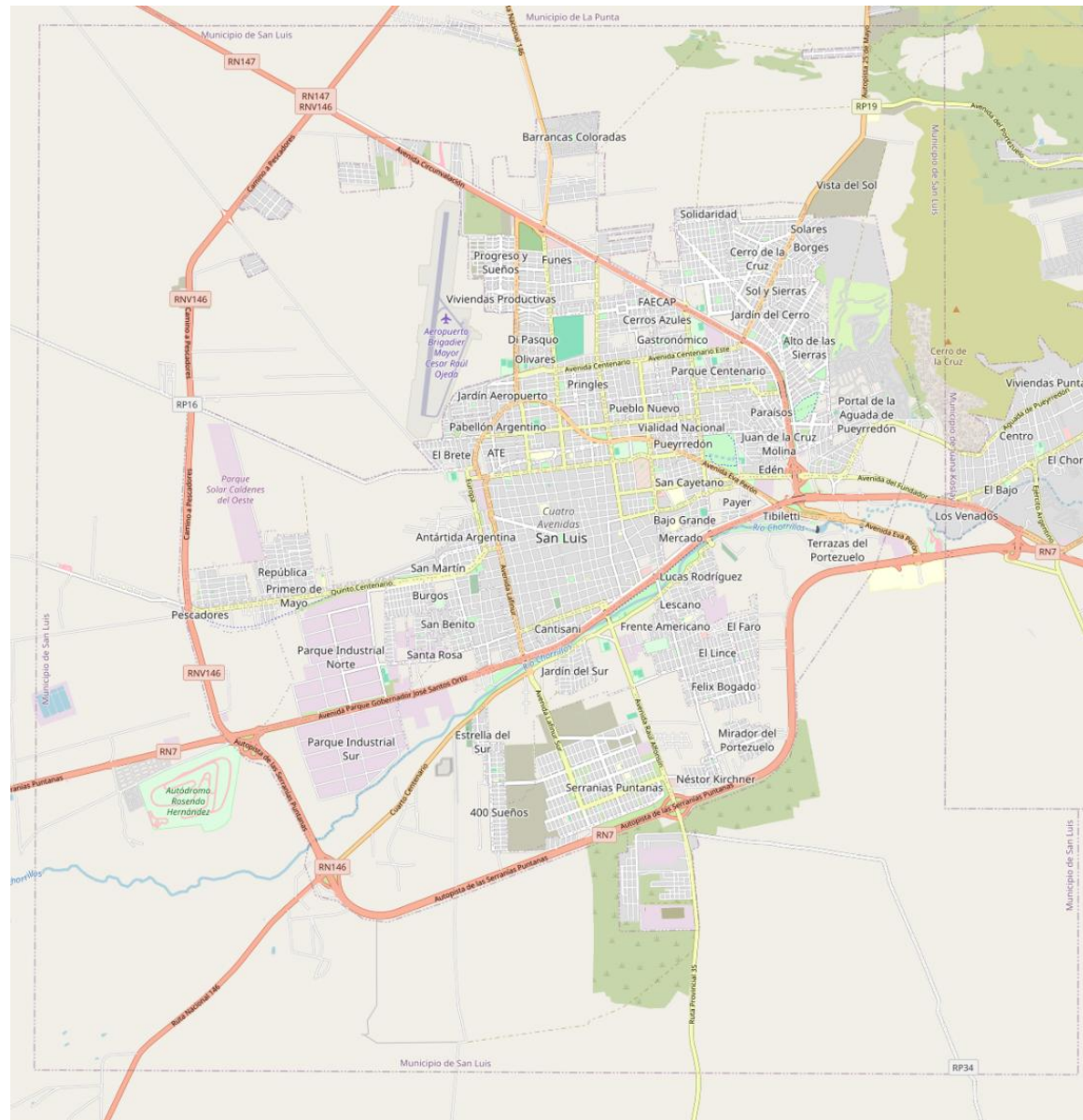


Figura N°5.8.3 Mapa de la Ciudad de San Luis

Fuente: Recuperado de OpenStreetMap.org

5.9 Terreno



Figura N°5.9.1 Mapa topográfico de la Ciudad de San Luis

Fuente: Recuperado de topographic-map.com

Se observa en el mapa topográfico que la zona norte de la ciudad de San Luis tiene distintos relieves, lo que dificultaría colocar una planta en esa zona porque agregaría costos de preparación del terreno y accesos a servicio. A continuación, se puede observar en la figura 5.10.1 la ubicación de estos en el mapa, en rojo señalado el parque industrial norte, en amarillo el parque industrial sur y en verde parque industrial NODO:

5.10 Infraestructura existente

Existen tres distintos parques industriales en la Ciudad, dos públicos y uno de iniciativa privada. Estos parques industriales reciben el nombre de “Parque Industrial Norte”, “Parque Industrial Sur” y “Nodo parque Industrial Sustentable”.

A continuación, se puede observar en la figura 5.10.1 la ubicación de estos en el mapa, en rojo señalado el parque industrial norte, en amarillo el parque industrial sur y en verde parque industrial NODO:

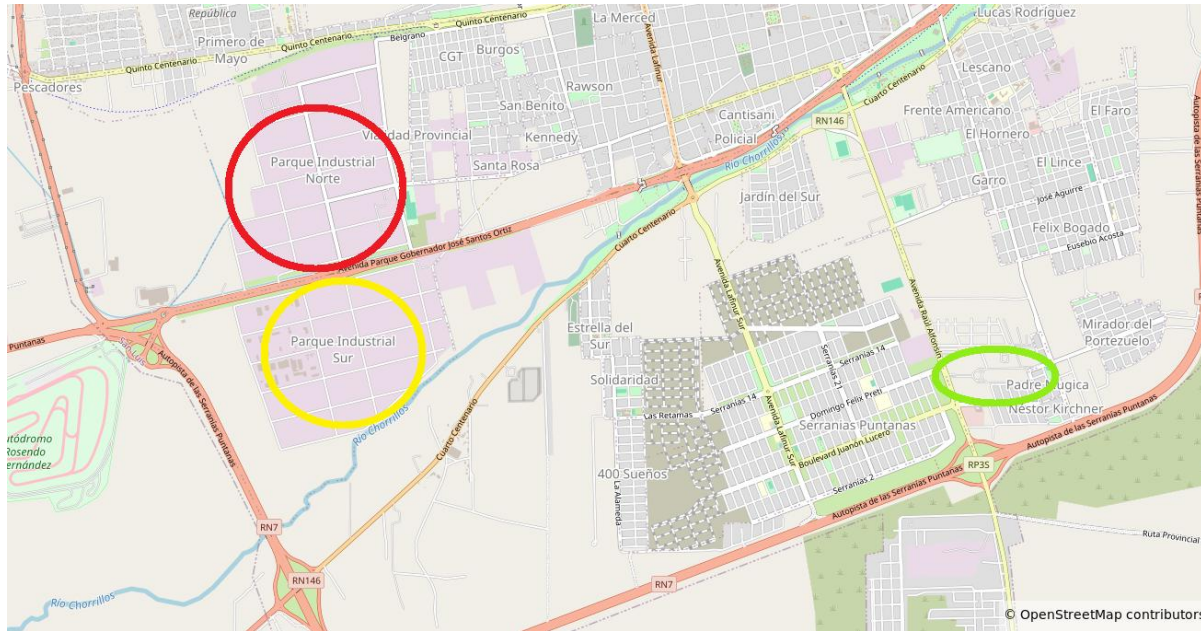


Figura N°5.10.1 Ubicación de los parques industriales

Fuente: Modificado de Figura 5.8.3

5.11 Transporte

Ubicar la planta en la ciudad de San Luis, la cual integra la Región del Nuevo Cuyo y está ubicada estratégicamente en el centro geográfico del Corredor Bioceánico que une los puertos de Buenos Aires (Argentina) y Valparaíso (Chile), genera una ventaja en cuanto el consumo de combustible del transporte del producto, ya que este va a ser comercializado en todo el país, tener una ubicación central acorta las distancias.

5.12 Localización elegida

5.12.1 Método de las puntuaciones ponderadas

Para la selección de la localización específica de la planta se aplicó el método de puntuaciones ponderadas, una herramienta de análisis multicriterio utilizada en la formulación de proyectos industriales para comparar distintas alternativas de localización. Este método consiste en identificar los criterios relevantes para la decisión, asignar a cada uno un peso relativo según su importancia y evaluar cada alternativa mediante una calificación numérica. Posteriormente, las calificaciones se multiplican por los pesos correspondientes y se obtiene un puntaje global para cada alternativa, permitiendo establecer una comparación objetiva entre las opciones analizadas.

En el presente trabajo, este método se emplea para comparar tres parques industriales ubicados en la ciudad de San Luis, Parque Industrial Norte, Parque Industrial Sur y Nodo Parque Industrial Sustentable. Considerando criterios vinculados con la ubicación, accesibilidad, características del terreno, servicios disponibles, relación con la UNSL/INTEQUI y disponibilidad de lotes. A partir de la ponderación de estos factores se determina la alternativa más conveniente para la instalación del taller de producción de reactores catalíticos.

Tabla N°5.12.1. Método de las puntuaciones ponderadas

Criterio	Peso	Parque Industrial Norte	Parque Industrial Sur	Nodo Parque Industrial Sustentable [3]
Ubicación	0,15	3 (0,45)	4 (0,60)	4 (0,60)
Accesibilidad y transporte	0,20	4 (0,80)	4 (0,80)	5 (1,00)
Topografía del terreno	0,10	3 (0,30)	4 (0,40)	5 (0,50)
Servicios disponibles	0,20	3 (0,60)	3 (0,60)	5 (1,00)
Relación con UNSL / INTEQUI	0,20	2 (0,40)	2 (0,40)	5 (1,00)
Disponibilidad de lotes	0,15	3 (0,45)	4 (0,60)	5 (0,75)
Puntaje total		3,00	3,40	4,85

A partir de la aplicación del método de puntuaciones ponderadas, se obtuvo un puntaje total de 3,00 para el Parque Industrial Norte, 3,40 para el Parque Industrial Sur y 4,85 para el Nodo Parque Industrial Sustentable. Estos resultados indican que el Nodo Parque Industrial Sustentable presenta las condiciones más favorables para la instalación del proyecto, destacándose principalmente por su mayor disponibilidad de servicios, la infraestructura orientada a la sostenibilidad y su vinculación estratégica con la Universidad Nacional de San Luis y el INTEQUI. En consecuencia, se selecciona este parque industrial como la localización específica para la instalación del taller de producción de reactores catalíticos propuesto en el presente trabajo.

5.12.2 Nodo parque Industrial

Ubicado en el sur de la ciudad de San Luis, el parque industrial es un emprendimiento de carácter privado cuya área logística dispone de una manzana central donde se concentran 32 lotes aptos para la construcción de naves industriales de entre 600 y 1.000 m² (ver figura 5.12.1). Estos lotes se encuentran organizados bajo el régimen de Propiedad Horizontal (PH), lo que implica que cada unidad constituye una propiedad individual, pero forma parte de un conjunto edilicio con áreas e infraestructuras compartidas.

En este marco, el parque opera con un reglamento interno obligatorio, que establece criterios uniformes de construcción, mantenimiento y uso de los espacios comunes, garantizando así la calidad, coherencia y funcionamiento integral del conjunto. Se encuentra sobre la Ruta Provincial N°3 Sur. Km 3,7 y actualmente hay 2 empresas instaladas y hay lugar para 44.

Ubicar la planta en el parque logístico, industrial y sustentable "NODO" es una decisión inteligente, ya que es un espacio que no solo prioriza la sostenibilidad, sino que también ha establecido una relación estratégica con la Universidad Nacional de San Luis (UNSL). Esta vinculación con la UNSL, institución a la que pertenece el Instituto de Investigación en Tecnología Química (INTEQUI), proporciona una base sólida que justifica la elección de esta localización, al facilitar el acceso a conocimientos especializados y posibles colaboraciones en investigación e innovación. En cuanto a lo sustentable, el parque promoverá el uso de paneles solares en los techos de las naves y contará con un sistema de recolección de aguas pluviales. Otro de los beneficios con los que cuenta este nuevo parque industrial es una buena relación con el Gobierno de San Luis, el cual está dispuesto a capacitar mano de obra para obras nuevas que se desarrollen en el lugar [2].



Figura N°5.12.1 Fotografía aérea del predio del parque industrial NODO

Fuente: Recuperado de apia.com.ar

5.13 Bibliografía

[1] Dirección Nacional de los Registros de la Propiedad Automotor (DNRPA). (2023). Boletines estadísticos: registro de parque activo automotor por provincia [Datos]. DNRPA.

[2] Ámbito. (2024, 6 de noviembre). La expansión de los parques industriales impulsa el desarrollo productivo en la provincia de Buenos Aires. Ámbito. Recuperado de <https://www.ambito.com/ambito-nacional/la-expansion-los-parques-industriales-impulsa-el-desarrollo-productivo-la-provincia-buenos-aires-n6079132>

[3] Nodo Argentina. (s.f.) Recuperado de <https://nodoargentina.com/>

CAPÍTULO 6: INGENIRÍA DE PROCESO

Los reactores monolíticos, en donde el catalizador es soportado en las paredes de múltiples canales paralelos, son una alternativa eficaz para reacciones de descontaminación. A diferencia de los lechos fijos convencionales, su alta fracción de hueco previene el taponamiento. Asimismo, presentan ventajas clave: baja caída de presión, distribución uniforme del flujo y mejor acceso a los centros activos.

Este capítulo describe el proceso de producción de reactores monolíticos diseñados para la oxidación catalítica en el tratamiento de compuestos orgánicos volátiles o COVs, caracterizada por caudales alrededor de los 20 000 Nm³/h, temperatura de entrada de entre 185 y 192 °C, y temperaturas de salida de alrededor de 262 °C dependiendo de la concentración de COVs en la corriente a descontaminar. Esta tecnología, desarrollada por el grupo de Catálisis e Ingeniería de Procesos del INTEQUI [1], ha sido objeto de estudio y perfeccionamiento durante más de 10 años. El presente informe detalla el procedimiento descrito por los profesionales involucrados a través de artículos científicos de su autoría [1] y su propio testimonio, también se describe el escalado con algunas modificaciones consideradas, se establecen los pasos para la síntesis del reactor objetivo y su posterior ensamblaje para obtener el producto a comercializar.

6.1 Descripción General del Proceso

El proceso de producción que se observa en la figura 6.1.1, consta de dos pasos fundamentales:

- Producción de los 500 módulos catalíticos que forman el reactor de 3,375 m³ (1,5 m × 1,5 m × 1,5 m)
- Ensamblado de las partes del reactor al chasis, incluyendo equipo de calentamiento de la corriente gaseosa a tratar, soplador, intercambiador de calor (en caso de considerar la recuperación del calor de reacción para precalentar la alimentación), el material aislante y el sistema de control.

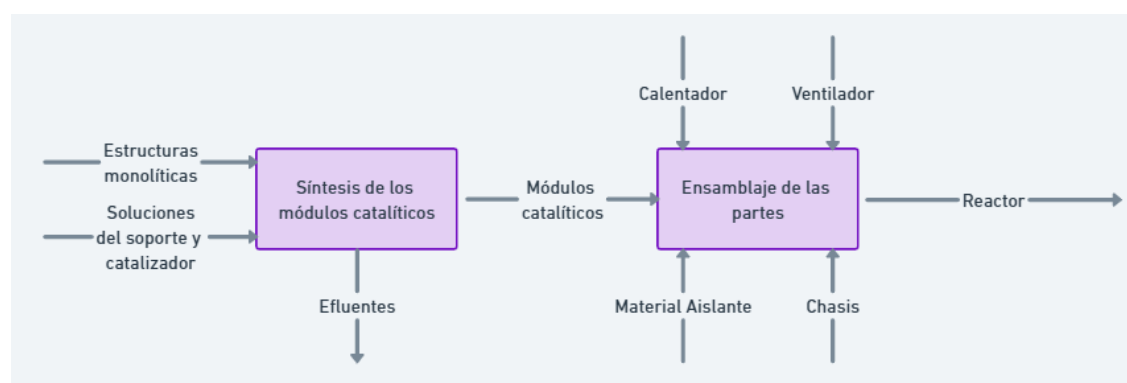


Figura N°6.1.1 Diagrama de producción de los reactores

Fuente: Elaboración propia

A continuación, se detallará el paso a paso de ambos procesos

6.1.1 Síntesis de los módulos del reactor

La producción del reactor catalítico se basa en la adecuada preparación de los módulos monolíticos. Este procedimiento incluye dos etapas fundamentales de impregnación: del soporte y del catalizador, esenciales para asegurar el rendimiento del reactor final. El reactor tiene un volumen total de 3,375 metros cúbicos, y está compuesto por múltiples módulos de 0,15 x 0,15 x 0,3 metros, lo que resulta en 500 módulos que se organizan en configuraciones específicas de serie y paralelo.

El proceso general comienza con el **acondicionamiento** de los módulos (ver Figura 6.1.2) para luego pasar por una **doble impregnación-secado** del soporte sobre los módulos, con una posterior **calcinación** . Esto prepara los módulos para la segunda etapa clave, que de igual manera es una **doble impregnación-secado del catalizador** , con una **calcinación final** .

Previo a cada impregnación, se preparan las soluciones. Tras este proceso, los efluentes se dirigen a equipos de recuperación para reutilizar la solución al máximo. El excedente no recuperable se convierte en un efluente líquido que será gestionado por una empresa especializada en residuos químicos, un aspecto que se desarrollará en profundidad en el capítulo de equipos.

Tras completar la síntesis, los módulos pasan al proceso de ensamblaje.

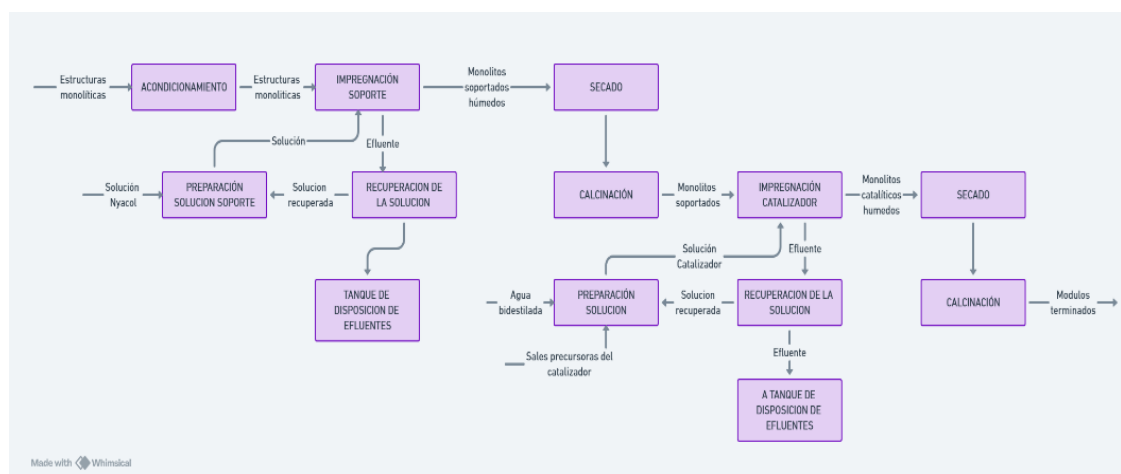


Figura N°6.1.2 Diagrama de síntesis de los módulos

Fuente: Elaboración propia

6.1.2 Desglose de las Etapas de síntesis

Limpieza de los módulos monolitos

Las muestras son sopladas con aire para eliminar partículas o polvo del presente, mediante la utilización de un compresor simple de 2-3 bar.

Preparación de la solución del soporte

En un recipiente con agitación se debe preparar la suspensión coloidal de alúmina (Nyacol®).

Impregnación del soporte

Los módulos deben ser sumergidos en la suspensión coloidal de alúmina (Nyacol®) durante 10 segundos y se retiran a una velocidad constante de 3 cm/min. El exceso de suspensión en el monolito es eliminado mediante el soplado con aire durante 45 segundos.

Secado del soporte

Luego de la primera impregnación, deben pasar por un proceso de secado durante 1 hora a 120 °C, aplicando una rampa de calentamiento de 10°C/min.

Tratamiento de los efluentes

Los efluentes de la impregnación se tratan en una etapa de recuperación mediante filtración y decantación. El objetivo de esta etapa es recuperar la máxima cantidad de solución para reincorporarla al proceso. Su diseño específico es propuesto por el autor en el capítulo de ingeniería.

Disposición de los efluentes

De conformidad con la Ley Nacional 24.051 de Residuos Peligrosos (Argentina, 1992) [2], los efluentes provenientes de la etapa de recuperación se almacenan en un tanque de disposición y serán gestionados por una empresa especializada en residuos químicos.

Calcinación del soporte

Los módulos provenientes de la segunda etapa de impregnación-secado, se someten a una etapa de calcinación durante 2 horas a una temperatura de 500°C.

Preparación de la solución del catalizador

Se prepara en un recipiente la solución acuosa de $(\text{CH}_3\text{CO}_2)_2\text{Mn}\times 4\text{H}_2\text{O}$ y $(\text{CH}_3\text{CO}_2)_2\text{Cu}\times 4\text{H}_2\text{O}$ en una proporción molar de 9:1, con una concentración total de precursores de 0,4 g/mL.

Impregnación del catalizador

Los módulos impregnados con el soporte se sumergen en un recipiente con agitación lenta (tipo ultrasonido) en la solución del catalizador durante 1 hora, luego el exceso de suspensión que puedan contener es eliminado mediante el soplado con aire durante 45 segundos.

Secado del catalizador

Se somete a las muestras a un proceso de secado durante 24 horas a una temperatura de 80 °C con una rampa de 10°C/min.

Tratamiento de los efluentes

Al igual que en la etapa de tratamiento anterior, se diseñará dicha etapa, con el propósito de recuperar la mayor cantidad de solución posible.

Disposición de los efluentes

Los efluentes remanentes se almacenan en un tanque de disposición y posteriormente son tratados por un organismo externo, conforme a la Ley Nacional 24.051 de Residuos Peligrosos [2].

Calcinación del catalizador

Finalmente, los módulos se someten a una calcinación durante 2 horas a 500°C, al finalizar esta etapa se cuenta con los módulos impregnados con catalizador listos para ser acoplados y conformar el reactor.

6.1.3 Ensamble de las partes

El ensamblaje del reactor se limita a la conformación del núcleo catalítico. Este proceso consiste en la instalación de los 500 monolitos dentro de su carcasa metálica de soporte, cuyas dimensiones son 1,5 m x 1,5 m x 1,5 m. Los módulos se disponen a medida sin emplear adhesivos, y se apoyan sobre una base metálica mallada que asegura su inmovilidad.

La segunda etapa de ensamblaje se lleva a cabo en el lugar de colocación del reactor, donde se integran el resto de los componentes necesarios para su operación: calefactor, soplador, ductos de conexión y sistema de control (sensor de temperatura, controlador PID, relés y válvula eléctrica). La Figura 6.1.3 representa el esquema general del conjunto una vez completada esta etapa de montaje *in situ*.

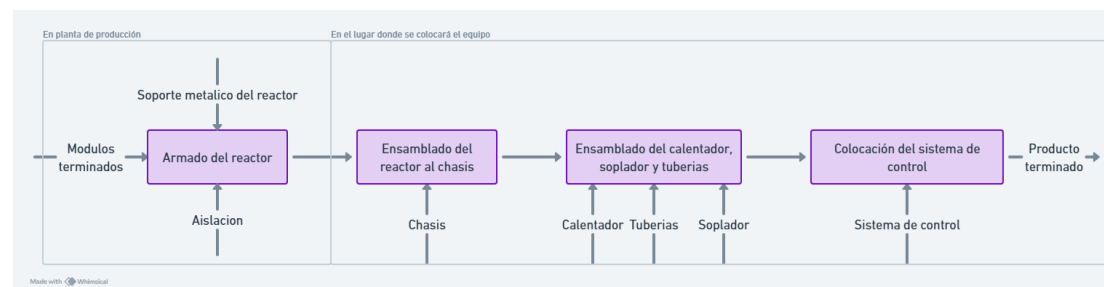


Figura N°6.1.3 Diagrama del ensamble

Fuente: Elaboración propia

6.1.3.1 Desglose de las etapas de ensamblado

Armado del reactor (en la planta)

El reactor se conforma mediante la disposición de 10 módulos en el ancho, 10 en el alto y 5 en el largo, alcanzando el volumen de diseño de 3,375 m³. Los monolitos se instalan dentro de una estructura metálica portamonolitos (“jaula”), compuesta por una base enrejada y un entramado de guías laterales que define compartimentos ajustados para cada módulo. Esta configuración asegura el soporte mecánico y la correcta distribución del flujo, evitando desplazamientos y canalizaciones laterales sin necesidad de utilizar adhesivos. Una vez armado, se coloca la aislación térmica sobre las paredes exteriores, quedando conformado el núcleo catalítico listo para su integración al chasis en el lugar de instalación.

- *Etapas a realizarse en el lugar de colocación del equipo:*

Ensamblado del reactor al chasis

Para dar forma al equipo, se coloca el reactor dentro del chasis que lo contendrá, se sujetan al chasis con tornillos, de modo de poder ser retirado de forma sencilla si es necesario.

Colocación del calentador, soplador y tuberías

El soplador, el calentador y el reactor, deben integrarse en serie dentro del equipo, interconectando todo el sistema mediante tuberías. Los tramos de tubería y las toberas se ensamblarán con conexiones bridadas, las cuales se ajustarán con tornillos para permitir un desmontaje sencillo.

Ensamblado del sistema de control

Para conformar un sistema de control en lazo cerrado del calentador de aire, se seleccionará un sensor de temperatura, un controlador PID, un relé y una válvula de acción eléctrica para el gas del quemador. Con la instalación de estos elementos se da por concluida la etapa de armado del equipo.

6.2 Alternativas de procesos

Realizar seis lotes

Si los módulos del reactor tienen un tamaño de (0,15x0,15x0,3m) se requerirían producir 500 módulos para construir un solo reactor de 3,375 m³, por lo que una alternativa sería realizar el proceso en seis lotes de 85 módulos, lo que disminuiría la inversión en equipos al trabajar con lotes de menor tamaño.

Se optará por tomar esta alternativa de trabajo ya que en el capítulo de estudio de mercado se obtuvo una demanda tal que permite realizar la producción a esta escala. A continuación, se introduce un análisis de producción a través de diagramas Gantt y tiempos de ciclo.

6.2.1 Optimización de la producción por lotes

Se introduce a continuación la tabla 6.2.1 con los tiempos de cada proceso a realizarse por lote, para luego reflejar esta información en un diagrama Gantt y obtener conclusiones al respecto:

Tabla N°6.2.1. Duración de las tareas de un lote

Tarea	Tiempo (hr)	Observaciones
Preparación de los módulos	0,5	Limpiar los monolitos antes de la impregnación
Preparación de la solución de alúmina	0,5	Colocar en una cuba de impregnación 0,6 m ³ de solución
Impregnación soporte	0,333	Se realiza una inmersión de 85 módulos, se sumergen en la solución a una velocidad 3 cm/min, permaneciendo 10 s en inmersión. Luego, la canasta se retira a la misma velocidad.
Secado soporte	1,2	El secado se realiza a 120°C durante 1 h, empleando una rampa de calentamiento de 10 °C/min.
Calcinación soporte	2,85	La calcinación se realiza a 500 °C durante 2 h, con una rampa de calentamiento de 10 °C/min.
Preparación de la solución de sales precursoras del catalizador	0,5	Colocar en cuba de impregnación 0,6 m ³ de solución
Impregnación del catalizador	1,4	Impregnar durante 1 h. Someter a inmersión y extracción por 25 min. Aplicar un soplado (45 s).
Secado catalizador	24,13	Rampa hasta 80 °C luego secado durante 24 h.
Calcinación catalizador	2,85	La calcinación se realiza a 500 °C durante 2 h, con una rampa de calentamiento de 10 °C/min.
Tiempo total por lote	34,26	La duración de un lote de 85 módulos, sin solapamiento de etapas, es de 34,26hr
Tiempo total por reactor	205,6	Seis lotes x 85 módulos = 500 módulos

El tiempo que demanda la producción de cada lote es de 34,26 horas. Considerando la fabricación de seis lotes para alcanzar los 500 módulos requeridos, el tiempo total de operación asciende a 205,6 horas. La Figura 6.2.1 representa gráficamente este escenario mediante un diagrama de Gantt, herramienta ampliamente utilizada para el análisis de la programación y secuenciación de procesos productivos (Turton et al., 2018)[3]. Este tiempo puede reducirse mediante el solapamiento de determinadas etapas dentro de cada lote, como se ilustra en la Figura 6.2.2 En este escenario, el tiempo por lote y, en consecuencia, el tiempo total de producción, se ven disminuidos. Otra alternativa de optimización consiste en el solapamiento entre lotes, como se observa en la Figura 6.2.3, lo que permite reducir aún más el tiempo total requerido para producir un reactor.



Figura N°6.2.1 Duración de un lote sin solapamiento

Observación: Tiempo total de lote 34,26hr; tiempo total de producción 205,6hr



Figura N°6.2.2 Duración de un lote con solapamiento

Observación: Tiempo total de lote 33,8hr; tiempo total de producción 202,8hr

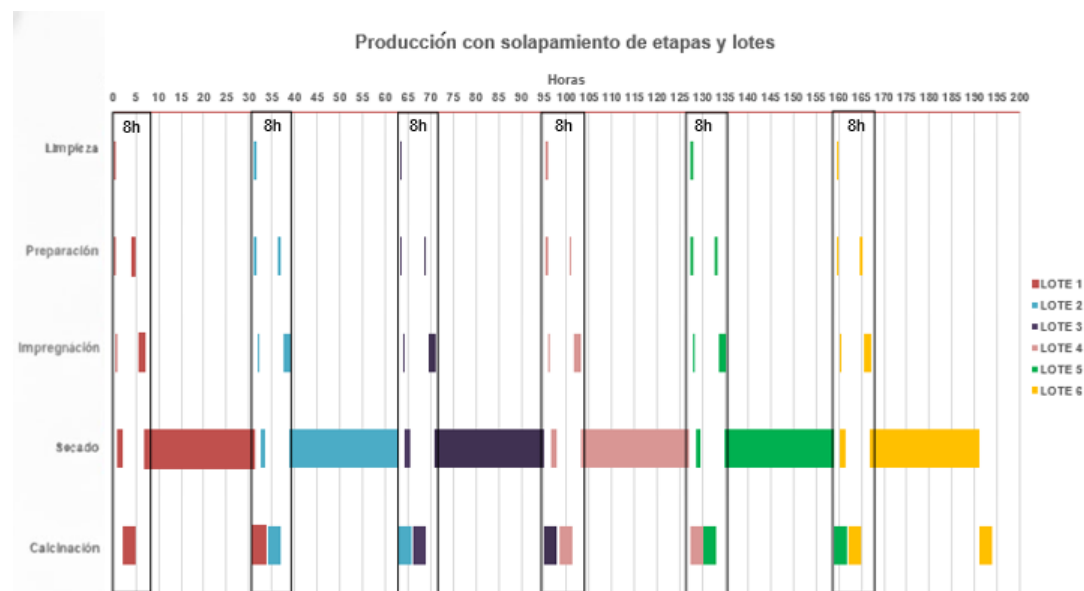


Figura N°6.2.3 Diagrama de Gantt con solapamiento de etapas para la producción de un reactor en 6 lotes

Observación: Tiempo total de producción 194hr. Tiempo total mano de obra para un reactor 48hr.

Bajo esta configuración, el tiempo total de producción se reduce aproximadamente en un 5,6%, mientras que el tiempo total de horas-hombre se reduce un 19%. No obstante, el 74,6% del tiempo total continúa correspondiendo a la etapa de secado del catalizador, lo cual representa la etapa controlante del proceso. Si bien esta situación representa una desventaja operativa, debe destacarse que el secado puede realizarse con monitoreo mínimo, sin necesidad de supervisión continua. En consecuencia, esto implica una dedicación operativa equivalente a 8 horas-hombre-día por lote, como se muestra en los recuadros negros de la misma figura lo que representa un total de 48 horas-hombre-reactor.

Secado continuo del catalizador

Una alternativa de mayor impacto en la reducción de los tiempos del proceso consistiría en modificar la etapa de secado del catalizador. El proceso actual, basado en horno de vacío, resulta prolongado; sin embargo, la implementación de un secado continuo enfrenta la limitación de no contar con equipos comerciales adecuados para esta operación. Dado que actualmente no se dispone de un equipo capaz de cumplir con los requerimientos del proceso, esta alternativa se descarta en la presente etapa de diseño.

6.3 Balances de materia

6.3.1 Cálculos de horas de trabajo y duración de lotes

Tiempo para producir un equipo

La síntesis de los módulos, realizada en seis lotes, requiere un total de 194 horas. Considerando, además, dos días de ensamblado del reactor con jornadas de 8 horas, el tiempo total de producción por equipo asciende a 210 horas.

Propuesta de régimen de trabajo y capacidad productiva

El tiempo total requerido para la producción de un reactor se estima en 210 horas, de las cuales aproximadamente 65 horas corresponden a mano de obra directa, distribuidas en 48 h para la preparación de los módulos y alrededor de 16 h para el ensamblaje. Las 144,8 horas restantes corresponden a operaciones automáticas (principalmente secado y calcinación) que requieren una supervisión mínima, tal como se resume en la Tabla 6.3.2

En este sentido, resulta fundamental distinguir entre el tiempo total de proceso, que define el plazo mínimo de entrega de un equipo, y el tiempo de mano de obra efectiva, que determina los recursos humanos necesarios y, en consecuencia, el costo laboral (Jiménez Gutiérrez, 2003)[4]. Considerando una jornada laboral de 8 horas diarias por operario, la carga de trabajo directa asociada a la fabricación de un reactor equivale a aproximadamente $65 \text{ h} / (8 \text{ h/jornada}) \approx 8$ jornadas laborales de mano de obra.

Cabe destacar que, si bien el proceso continúa fuera del horario laboral mediante operaciones automáticas (como el secado de 24 h), estas no demandan presencia permanente de personal. Por este motivo, el cálculo de capacidad productiva se basa en el tiempo de trabajo efectivo de los operarios y no en la duración total del proceso. Bajo este esquema, la organización propuesta permite alcanzar una capacidad de producción de hasta 3 reactores mensuales.

La demanda proyectada en el capítulo de estudio de mercado fue de 1,25 reactores por mes (equivalente a 15 equipos por año). Por lo tanto, con la organización de trabajo planteada, la planta no solo cubriría la demanda anual prevista, sino que también dispondría de un margen de capacidad adicional para absorber contingencias operativas o variaciones en la demanda. Esta relación entre capacidad instalada y demanda se visualiza de forma ordenada en la Tabla 6.3.1

Tabla N°6.3.1. Descripción de los tiempos de producción

Concepto	Tiempo (h)	Descripción
Tiempo total para producir un reactor	210	Compuesto por el tiempo que se requiere para producir 6 lotes de monolitos + las horas de ensamblaje
Mano de obra directa	65	Se obtiene de sumar las dos operaciones que siguen
Preparación de módulos	48	El tiempo que se necesita operarios en planta para la producción de los módulos catalíticos
Ensamblaje del reactor	16	Montaje de los módulos para formar el reactor y la posterior instalación del reactor como equipo
Operaciones automáticas	144,8 h	Secado, calcinación y etapas automatizadas con baja supervisión

Tabla N°6.3.2. Resumen de los tiempos operativos

Parámetro	Valor
Jornada laboral	8 h/día
Días de trabajo semanales	6 días
Jornadas mensuales disponibles	$6 \text{ días/semana} \times 4,33 \text{ semanas/mes} \approx 26 \text{ jornadas}$
Mano de obra requerida por reactor	$65 \text{ h} \div 8 \text{ h/jornada} \approx 8 \text{ jornadas}$
Capacidad de producción estimada	~3 reactores/mes
Demanda proyectada	1,25 reactores/mes
Capacidad excedente disponible	Sí (margen operativo)

La baja proporción de horas-hombre respecto al tiempo total de producción también implica que el personal asignado puede atender en paralelo más de un lote o reactor, optimizando así la utilización de los recursos humanos.

Finalmente, cabe destacar que, en un escenario de crecimiento de la demanda, la limitación principal se encontraría en las operaciones de secado. En tal caso, la incorporación de tecnologías de secado más eficientes o de equipos adicionales permitiría incrementar la capacidad productiva sin necesidad de aumentar proporcionalmente la dotación de personal

6.3.1.1 Tablas de balance de materia y energía

En este apartado se presentan las tablas correspondientes a los balances desarrollados para el proceso. La Tabla 6.3.3 muestra el balance de materia asociado a la impregnación de alúmina, la Tabla 6.3.4 presenta el balance de materia correspondiente a la impregnación del catalizador, mientras que la Tabla 5.3.5 reúne el balance de energía del proceso. Estas tablas sintetizan los datos de entrada, las hipótesis adoptadas y los resultados obtenidos para cada etapa analizada.

Tabla N°6.3.3. Balances de materia en el proceso de impregnación de alúmina total por reactor.

Etapa	Componente	Esquema del balance	Entra (kg)	Sale (kg)	Retenido (kg)	Notas	Cálculo
			Corriente (1)	Corriente (3)	Corriente (2)		
Impregnación de soporte	Alúmina		137,76	115,138	22,625	Lo retenido queda impregnado en el monolito	(anexo tabla 6.5.2)
	Agua		545,3	455,743	89,557	Luego sale en las etapas de secado y calcinación	(anexo tabla 6.5.4)
			Corriente (2)	Corriente (5)	Corriente (4)		
Secado	Alúmina		22,622	0	22,622	No sufre modificaciones	
	Agua		89,557	88,661	0,896	Se prevé una evaporación del 99%	0,99 x 89,557
			Corriente (4)	Corriente (7)	Corriente (6)		
Calcinación	Alúmina		22,625	0	22,625	No sufre modificaciones	
	Agua		0,896	0,896	0	Toda el agua se evapora	
Tratamiento de efluentes	Alúmina	No forma parte del proceso, se retira como residuo	115,138			Residuo que se genera en el proceso.	(anexo tabla 6.5.4)
	Agua		455,743				

Tabla N°6.3.4. Balances de materia en el proceso de impregnación del catalizador total por reactor

Etapa	Componente	Esquema del balance	Entra (kg)	Salida (kg)	Retenido (kg)	Notas	Cálculo
			Corriente (6)	Corriente (9)	Corriente (8)		
Impregnación de catalizador	Cu,Mn		230,32	219,79	10,53	Queda una parte de la solución incorporada al monolito por impregnación.	(anexo tabla 6.5.6)
	Agua		413,608	394,706	18,902		(anexo tabla 6.5.8)
			Corriente (8)	Corriente (11)	Corriente (10)		
Secado	Cu,Mn		10,53	0	10,53	Se prevé una evaporación del 99% del agua en esta etapa.	
	Agua		18,902	18,712	0,19		
			Corriente (10)	Corriente (13)	Corriente (12)		
Calcinación	Cu,Mn		10,53	0	10,53	El proceso de eliminación de agua incluye la remoción del agua libre y del agua de hidratación de las sales precursoras.	
	Agua		0,19	0,19	0		
Tratamiento de efluentes	Cu,Mn	No forma parte del proceso, se retira como residuo	219,79			Residuo que se genera en el proceso.	(anexo tabla 6.5.8)
	Agua		394,706				

Tabla N°6.3.5. Balances de energía por reactor producido

Etapa	Esquema del balance	Energía (kJ)	Energía (kWh)	Duración (h)	Potencia media requerida (kW)	Eficiencia sistema	Potencia instalada (kW)	Cálculo
Secado Alúmina		322.790	89,65	1,00	89,65	0,80	112,062	(anexo tabla 6.5.10)
Calcinación Alúmina		62.650	17,40	2,00	8,70	0,80	10,876	(anexo tabla 6.5.12)
Secado Catalizador		69.922	19,42	24,00	0,81	0,80	1,00	(anexo tabla 6.5.14)
Calcinación Catalizador		80.840	22,45	2,00	11,228	0,80	14,035	(anexo tabla 6.5.16)
Energía total requerida		536.202	148,66					Sumatoria

6.4 Bibliografía

[1] Agüero, F. & Morales, María & Duran, Flavia & Barbero, Bibiana & Cadús, Luis. (2013). MnCu/Cordierite Monolith used for Catalytic Combustion of Volatile Organic Compounds. *Chemical Engineering & Technology*. 36. 10.1002/ceat.201200713.

[2] Argentina. (1992). Ley 24.051 de Residuos Peligrosos. Boletín Oficial de la República Argentina, 17 de enero de 1992.

[3] Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2018). Analysis, synthesis, and design of chemical processes (5a ed.). Pearson.

[4] Jiménez Gutiérrez, A. (2003). Diseño de procesos en ingeniería química. Reverté

[5] Perry, R. H., & Green, D. W. (Eds.) (2018). Perry's Chemical Engineers' Handbook (9th ed.). McGraw-Hill

[6] Ginnings, D. C., & Furukawa, G. T. (1953). Heat Capacity of Aluminum Oxide from 14 to 1200 K. *Journal of the American Chemical Society*, 75(3), 522–526.

6.5 Anexo: Cálculos del balance de materia y energía

6.5.1 Cálculos balances de masa de etapa impregnación del soporte

6.5.1.1 Balance de masa alúmina

El balance de masa se desarrolla a partir de los datos experimentales de impregnación reportados por Agüero (2013). A partir de las dimensiones y la masa retenida en la muestra utilizada en ese estudio, se calcula la carga superficial (mg/m^2) y se extrapola a las dimensiones del monolito empleado en este proyecto. Posteriormente, estos resultados se escalan mediante factores proporcionales para obtener la masa retenida por lote (85 monolitos) y por reactor completo (500 monolitos).

A continuación, se presenta la Tabla 6.5.1, que reúne los datos necesarios para realizar el balance de masa. Posteriormente, la Tabla 6.5.2 expone el desarrollo del balance correspondiente.

Tabla N°6.5.1. Datos del reactor para cálculos, obtenidos de Agüero (2013)

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Muestra (Agüero, 2013)				
Densidad de celdas	ρ_m	600.000	celdas/m ²	Agüero 2013[1].
Dimensiones totales muestra (H x A x L)	$H_m \times A_m \times L_m$	$0,007 \times 0,007 \times 0,03$	m	
Masa alúmina retenida	m_m	58	mg	
Área celda	AreaC	$1,6667 \times 10^{-6}$	m ²	$1/\rho_m$
Lado celda	Lc	$1,219 \times 10^{-3}$	m	\sqrt{AreaC}
Perímetro celda	PC	$5,164 \times 10^{-3}$	m	$4 \times Lc$
Numero de celdas	N_m	29	celdas	$\rho_m \times H_m \times A_m$
Área superficial por celda	Ac_m	$1,548 \times 10^{-4}$	m ²	$PC \times L_m$
Área superficial por monolito	Am_m	$4,511 \times 10^{-3}$	m ²	$Ac_m \times N_m$
Monolito proyecto				
Dimensiones monolito (trabajo)	$H_t \times A_t \times L_t$	$0,15 \times 0,15 \times 0,3$	m	Proveedor
Numero de celdas	N_t	13.500	celdas	$\rho_m \times H_t \times A_t$
Área superficial por celda	Ac_t	$1,548 \times 10^{-3}$	m ²	$PC \times L_t$
Area superficial por monolito	Am_t	20,89	m ²	$Ac_t \times N_t$

Nota: Cuando nos referimos a muestra, estamos hablando del monolito utilizado en el trabajo de investigación de Agüero (2013), en cambio cuando hablamos de monolito proyecto, nos referimos al monolito a ser utilizado para la producción de reactores, ambos son del mismo material y cuentan con la misma densidad de celdas, pero cambian en tamaño.

Tabla N°6.5.2. Extrapolación de datos para el proyecto

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Calculo
Carga superficial resultante	σ	12,744	g/ m ²	m_m/Am_m
Masa retenida extrapolada (1 monolito)	m_{ret1}	0,266	kg	$\sigma \times Am_t$
Masa por lote (85 monolitos)	m_{ret85}	22,622	kg	$m_{ret1} \times 85$
Masa por reactor (500 monolitos)	m_{ret500}	133,07	kg	$m_{ret1} \times 500$

6.5.1.2 Balance de masa para el agua de solución en impregnación de soporte

Se realiza un balance de materia con el objetivo de determinar la cantidad de agua requerida en el proceso de impregnación y la cantidad que se genera como efluente. El cálculo se fundamenta en la ley de conservación de la materia, considerando tanto las características de la solución de impregnación que ingresa al sistema como el valor previamente obtenido de sólidos retenidos en el reactor. A partir de estos datos, es posible cuantificar la fracción de agua que permanece asociada al material impregnado y la fracción que se descarga como desecho líquido.

Se presenta la Tabla 6.5.3, que reúne los datos necesarios para realizar el balance de masa. Luego, la Tabla 6.5.4 expone los cálculos correspondientes al balance

Tabla N°6.5.3. Datos de concentración para el balance de agua en la impregnación del soporte

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Concentración solución de alúmina (Nyacol)	C_{nya}	240	kg/m ³	Proveedor
Volumen de solución que entra	V_{olE}	0,574	m ³	85 monolitos x volumen monolito (0,00675m ³)
Densidad de solución	ρ_s	1 190	kg/m ³	Proveedor
Dimensiones monolito (trabajo)	$H_t \times A_t \times L_t$	0,15 x 0,15 x 0,3	m	Propuesto
Masa de alúmina retenida en 85 monolitos	m_{ret85}	22,622	kg	Balance de masa anterior

Tabla N°6.5.4. Cálculos del balance de agua en la impregnación del soporte

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Calculo
Masa de alúmina que ingresa en la solución	m_{Alue}	137,76	kg	$V_{olE} \times C_{nya}$
Masa total de la solución que ingresa	m_{sol}	683,06	kg	$V_{olE} \times \rho_s$
Masa total de agua que ingresa en la solución	m_{ae}	545,3	kg	$m_{sol} - m_{Alue}$
Masa de solución retenida luego de la impregnación	m_{rt}	112,18	kg	$\rho_s \times m_{ret85} / C_{nya}$
Masa de agua retenida	m_{at}	89,557	kg	$m_{rt} - m_{ret85}$
Masa de agua que sale como efluente (no se impregna)	m_{as}	455,743	kg	$m_{ae} - m_{at}$

6.5.2 Balance de masa catalizador

Para este balance se adopta la misma metodología empleada en el balance de alúmina. A partir de los datos experimentales reportados por Agüero (2013), se determina la carga superficial de adhesión de masa de catalizador en el monolito de referencia. Con este valor, se realiza posteriormente la extrapolación al monolito utilizado en este proyecto, ajustando la masa adherida en función de las dimensiones operativas.

A continuación, se presenta en la Tabla 6.5.5 la información obtenida del trabajo de investigación utilizada como base para realizar la extrapolación. Con el fin de evitar redundancias, varios de los parámetros no se repiten en detalle, dado que ya fueron descritos previamente en la Tabla 6.5.3, correspondiente al mismo estudio experimental. Posteriormente, en la Tabla 6.5.6 se muestran los valores extrapolados al monolito considerado en este proyecto, junto con los cálculos aplicados para su determinación.

Tabla N°6.5.5. Datos del reactor para cálculos, obtenidos de Agüero (2013)

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Muestra (Agüero, 2013)				
Masa de catalizador retenida	m_c	27	mg	Agüero 2013.
Dimensiones totales muestra (H x A x L)	$H_m \times A_m \times L_m$	$0,007 \times 0,007 \times 0,03$	m	Agüero 2013.
Espesor alúmina	e_{alu}	0,0075	mm	Agüero 2013.
Lado celda	L_{c_c}	$1,2115 \times 10^{-3}$	m	$\sqrt{AreaC} - e_{alu}$
Perímetro celda	PC_c	$4,846 \times 10^{-3}$	m	$4 \times L_{c_c}$
Área superficial por celda	AC_{mc}	$1,454 \times 10^{-4}$	m ²	$PC_c \times L_m$
Area superficial por monolito	Am_{mc}	$4,275 \times 10^{-3}$	m ²	$AC_m \times N_m$
Monolito proyecto				
Dimensiones monolito (trabajo)	$H_t \times A_t \times L_t$	$0,15 \times 0,15 \times 0,3$	m	Proveedor
Numero de celdas	N_t	13.500	celdas	$\rho_m \times H_t \times A_t$
Área superficial por celda	AC_t	$1,453 \times 10^{-3}$	m ²	$PC \times L_t$
Area superficial por monolito	Am_t	19,62	m ²	$AC_t \times N_t$

Tabla N°6.5.6. Extrapolación de datos de masa de catalizador para el proyecto

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Calculo
Carga superficial resultante	σ_c	6,316	g/m ²	m_c/Am_{mc}
Masa retenida de catalizador extrapolada (1 monolito)	m_{Cret1}	0,1239	kg	$\sigma_c \times Am_t$
Masa de catalizador por lote (85 monolitos)	m_{Cret85}	10,53	kg	$m_{Cret1} \times 85$
Masa de catalizador por reactor (500 monolitos)	$m_{Cret500}$	61,95	kg	$m_{Cret1} \times 500$

6.5.2.1 Balance de masa para el agua de solución en impregnación del catalizador

Se realiza un balance de agua con el objetivo de determinar la cantidad de agua requerida durante la etapa de impregnación del catalizador y la cantidad que se genera como efluente al finalizar la operación. El cálculo se basa en la ley de conservación de la materia, considerando las características de la solución catalítica que ingresa al sistema, así como el contenido de sólidos retenidos por el soporte catalítico, previamente determinado. A partir de esta información, es posible cuantificar la fracción de agua que permanece asociada al material impregnado y la fracción que se elimina del sistema en forma de efluente líquido.

En la Tabla 6.5.7 se presentan los datos de partida necesarios para la realización del balance de agua correspondiente a esta etapa del proceso, mientras que la Tabla 6.5.8 expone el desarrollo y los resultados de los cálculos efectuados.

Tabla N°6.5.7. Datos de concentración para el balance de agua en la impregnación del catalizador

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Concentración solución de catalizador	C_{cat}	401,4	kg/m ³	Proveedor
Volumen de solución que entra	V_{oIEC}	0,574	m ³	85 monolitos x volumen monolito (0,00675m ³)
Densidad de solución	ρ_{sc}	1 122	kg/m ³	Proveedor
Dimensiones monolito (trabajo)	$H_t \times A_t \times L_t$	0,15 x 0,15 x 0,3	m	Propuesto
Masa de catalizador retenida en 85 monolitos	m_{ret85}	10,53	kg	Balance de masa anterior

Tabla N°6.5.8. Cálculos del balance de agua en la impregnación del soporte

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Calculo
Masa de catalizador que ingresa en la solución	m_{cate}	230,42	kg	$V_{oIEC} \times C_{cat}$
Masa total de la solución que ingresa	m_{solc}	644,028	kg	$V_{oIE} \times \rho_{sc}$
Masa total de agua que ingresa en la solución	m_{aec}	413,07	kg	$m_{solc} - m_{cate}$
Masa de solución retenida luego de la impregnación	m_{rt}	29,432	kg	$\rho_{sc} \times m_{ret85c} / C_{cat}$
Masa de agua retenida	m_{atc}	18,902	kg	$m_{rt} - m_{ret85}$
Masa de agua que sale como efluente (no se impregna)	m_{as}	394,706	kg	$m_{aec} - m_{atc}$

6.5.3 Balance de energía

6.5.3.1 Balance de energía en etapa de secado de soporte (85 monolitos)

En esta sección se desarrolla el balance de energía correspondiente a la etapa de secado para un lote de 85 monolitos. El cálculo se realiza planteando un balance de energía para el sistema considerando la masa total del conjunto que incluye monolitos, alúmina retenida y agua contenida tras la impregnación, ya que el consumo energético del proceso depende de la cantidad de material que debe ser calentado y del agua que debe evaporarse.

La Tabla 6.5.9 reúne los datos físicos y termoquímicos necesarios para el análisis, mientras que la Tabla 6.5.10 presenta el desarrollo del balance de energía aplicado al lote completo.

Tabla N°6.5.9. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de secado de soporte

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Masa total monolitos de cordierita	m_{cor}	127,372	kg	Densidad de cordierita porosa x Volumen monolitos: 222 kg/m ³ (proveedor) x 0,574 m ³
Masa alúmina	m_{alu}	22,622	kg	Balance de masa
Masa agua retenida	m_{agua}	99,508	kg	
Masa de agua que se evaporará	m_{aguaEv}	98,513	kg	Se supone que el 99% del agua se evapora en esta etapa
Capacidad calorífica monolito	cp_{cor}	0,7	kJ/kg x K	Proveedor
Capacidad calorífica alúmina	cp_{alu}	0,5	kJ/kg x K	Ginnings, Furukawa, (1953) [6].
Capacidad calorífica agua	cp_{agua}	4,186	kJ/kg x K	Seccion 2-Perrys Chemical Engineers handbook 8va Ed.[5]
Calor latente de vaporización agua	h_{vap}	2260	kJ/kg	
Delta de temperatura	ΔT	100	K	Se supone una temperatura inicial de 298K y una final de 393 K

Tabla N°6.5.10. Balance de energía en etapa de secado (lote: 85 monolitos)

Término (operación)	Símbolo	Cálculo	Energía (kJ)
Calor sensible cordierita	Q_{cor}	$m_{cor} \times c_{p_{cor}} \times \Delta T$	8.912,19
Calor sensible alúmina retenida	Q_{alu}	$m_{alu} \times c_{p_{alu}} \times \Delta T$	1.131,10
Calor sensible agua (calentamiento)	$Q_{agua, sen}$	$m_{agua} \times c_{p_{agua}} \times \Delta T$	41 654,05
Calor latente agua (evaporación)	$Q_{agua, lat}$	$m_{aguaEv} \times h_{vap}$	222.639,38
Suma parcial	$Q_{parcial}$	$Q_{cor} + Q_{alu} + Q_{agua, sen} + Q_{agua, lat}$	274.336,72
Pérdidas térmicas (estimadas 15%)	Q_{perd}	$0,15 \times Q$	-
Energía requerida neta	Q	$Q_{parcial}/0.85$	322.749,08
Resultado en kWh	Q_{kWh}	$Q/3600$	89,65 kWh

6.5.3.2 Balance de energía en etapa de calcinación de soporte (85 monolitos)

Para determinar la energía requerida en la etapa de calcinación de la alúmina, se plantea un balance total de energía sobre el sistema, considerando un lote de 85 monolitos de cordierita impregnados con alúmina. Al ingreso a esta etapa, los monolitos provienen de la etapa de secado anterior por lo que aún contienen una pequeña fracción de agua remanente.

El balance contempla el calentamiento de los sólidos hasta la temperatura de calcinación, el calentamiento y la eliminación del agua presente, y las transformaciones térmicas asociadas a la deshidratación y descomposición de los precursores. Cada uno de estos aportes energéticos se expresa mediante términos de calor sensible y latente, que se integran en una única ecuación de balance y se corrigen por pérdidas térmicas del equipo

Los datos físicos y termodinámicos utilizados para el cálculo se presentan en la Tabla 6.5.11, mientras que el desarrollo del balance de energía correspondiente se muestra en la Tabla 6.5.12.

Tabla N°6.5.11. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de calcinación de soporte

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Masa total monolitos de cordierita	m_{cor}	127,372	kg	Densidad de cordierita porosa x Volumen monolitos: 222 kg/m ³ (proveedor) x 0,574 m ³
Masa alúmina	m_{alu}	22,622	kg	Balance de masa
Masa agua retenida	m_{aguaCA}	0,995	kg	
Masa de agua que se evaporará	$m_{aguaEvCA}$	0,955	kg	Se supone que el 99% del agua se evapora en esta etapa
Capacidad calorífica monolito	cp_{cor}	0,7	kJ/kg x K	Proveedor
Capacidad calorífica alúmina	cp_{alu}	0,5	kJ/kg x K	Ginnings, Furukawa, (1953) [6].
Capacidad calorífica agua	cp_{agua}	4,186	kJ/kg x K	Seccion 2-Perrys Chemical Engineers handbook 8va Ed.[5]
Calor latente de vaporización agua	h_{vap}	2260	kJ/kg	
Delta de temperatura	ΔT_{CA}	400	K	Se supone una temperatura inicial de 373,15K y una final de 693,15K

Tabla N° 6.5.12. Balance de energía en etapa de calcinación de soporte (lote: 85 monolitos)

Término (operación)	Símbolo	Cálculo	Energía (kJ)
Calor sensible cordierita	Q_{corCA}	$m_{cor} \times c_{p_{cor}} \times \Delta T_{CA}$	42.270,22
Calor sensible alúmina retenida	Q_{alu}	$m_{alu} \times c_{p_{alu}} \times \Delta T_{CA}$	9.954,7
Calor latente agua (evaporación)	$Q_{agua,latCA}$	$m_{aguaEvCA} \times h_{vap}$	2.249,5
Suma parcial	$Q_{parcialCA}$	$Q_{cor} + Q_{alu} + Q_{agua,latCA}$	53.472,12
Pérdidas térmicas (estimadas 15%)	Q_{perdCA}	$0,15 \times Q_{CA}$	-
Energía requerida neta	Q_{CA}	$Q_{parcialCA}/0,85$	62.650
Resultado en kWh	Q_{kWh}	$Q/3600$	17,403 kWh

6.5.3.3 Balance de energía secado del catalizador (85 monolitos)

A continuación, se desarrolla el balance de energía de la etapa de secado de la impregnación del catalizador para un lote de 85 monolitos. El cálculo se realiza planteando un balance de energía para el sistema considerando la masa total del conjunto que incluye monolitos, alúmina retenida, catalizador y agua contenida tras la impregnación,

En la Tabla 6.5.13 se presentan los datos físicos y termoquímicos necesarios para el balance, y en la Tabla 6.5.14 se presenta el desarrollo del balance de energía aplicado al lote completo.

Tabla N°6.5.13. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de secado del catalizador

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Masa total monolitos de cordierita	m_{cor}	127,372	kg	Densidad de cordierita porosa x Volumen monolitos: 222 kg/m ³ (proveedor) x 0,574 m ³
Masa alúmina	m_{alu}	22,622	kg	Balance de masa
Masa agua retenida	m_{aguaSC}	21.002	kg	
Masa de agua que se evaporará	$m_{aguaEvSC}$	20,792	kg	Se supone que el 99% del agua se evapora en esta etapa
Masa de sales precursoras	m_{sales}	10,53	kg	Balance de masa
Capacidad calorífica monolito	cp_{cor}	0,7	kJ/kg x K	Proveedor
Capacidad calorífica alumina	cp_{alu}	0,5	kJ/kg x K	Ginnings, Furukawa, (1953) [6].
Capacidad calorífica sales precursoras	cp_{sales}	1,80	kJ/kg x K	Estimada
Capacidad calorífica agua	cp_{agua}	4,186	kJ/kg x K	Seccion 2-Perrys Chemical Engineers handbook 8va Ed.[5]
Calor latente de vaporización agua	h_{vap}	2260	kJ/kg	
Delta de temperatura	ΔT_{sc}	60	K	calor sensible del agua desde 293K hasta 353,15 K

Tabla N°6.5.14. Balance de energía en etapa de secado del catalizador (lote: 85 monolitos)

Término (operación)	Símbolo	Cálculo	Energía (kJ)
Calor sensible cordierita	Q_{corSC}	$m_{cor} \times c_{p_{cor}} \times \Delta T_{SC}$	5.350,25
Calor sensible alúmina retenida	Q_{aluSC}	$m_{alu} \times c_{p_{alu}} \times \Delta T_{SC}$	678,66
Calor sensible sales precursoras catalizador	Q_{catSC}	$m_{sales} \times c_{p_{sales}} \times \Delta T_{SC}$	1.137,6
Calor sensible agua (calentamiento)	$Q_{agua,senSC}$	$m_{agua} \times c_{p_{agua}} \times \Delta T_{SC}$	5.275,1
Calor latente agua (evaporación)	$Q_{agua,latSC}$	$m_{aguaEvSC} \times h_{vap}$	46.995,44
Suma parcial	$Q_{parcialSC}$	$Q_{corSC} + Q_{aluSC} + Q_{agua,senSC} + Q_{agua,latSC}$	59.430,6
Pérdidas térmicas (estimadas 15%)	Q_{perdSC}	$0,15 \times Q_{SC}$	-
Energía requerida neta	Q_{SC}	$Q_{parcialSC} / 0.85$	69.922,23
Resultado en kWh	Q_{CCkWh}	$Q_{CC} / 3600$	19,423 kWh

6.5.3.4 Balance de energía calcinación del catalizador (85 monolitos)

Para determinar la energía requerida en la etapa de calcinación del catalizador, se plantea un balance total de energía sobre el sistema, considerando un lote de 85 monolitos de cordierita impregnados con alúmina y catalizador. Al ingreso a esta etapa, los monolitos provienen del secado de la impregnación del catalizador, por lo que aún contienen una fracción de agua remanente, así como agua estructural asociada a los compuestos impregnados, cuya cantidad se estima mediante un cálculo específico.

El balance contempla el calentamiento de los sólidos hasta la temperatura de calcinación, el calentamiento y la eliminación del agua presente, y las transformaciones térmicas asociadas a la deshidratación y descomposición de los precursores. Cada uno de estos aportes energéticos se expresa mediante términos de calor sensible y latente, que se integran en una única ecuación de balance y se corrigen por pérdidas térmicas del equipo.

Los datos físicos y termodinámicos utilizados para el cálculo se presentan en la Tabla 6.5.15, mientras que el desarrollo del balance de energía correspondiente se muestra en la Tabla 6.5.16.

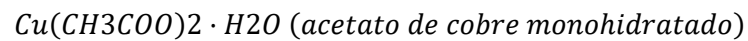
Tabla N°6.5.15. Datos del sistema para el balance de energía en etapa de calcinación del catalizador

Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Fuente/Cálculo
Masa total monolitos de cordierita	m_{cor}	127,372	kg	222 kg/m^3 (Densidad cordierita porosa proveedor) \times $0,574 \text{ m}^3$
Masa alúmina	m_{alu}	22,622	kg	Balance de masa
Masa agua retenida	m_{agua2}	0,19	kg	
Masa de agua que se evaporará	$m_{aguaEv2}$	0,19	kg	Toda el agua se evapora en esta etapa
Masa de sales precursoras	m_{sales}	10,53	kg	Balance de masa
Masa agua estructural de sales precursoras	m_{agsal}	2,885	kg	Cálculo estequiométrico (ver abajo)
Capacidad calorífica monolito	cp_{cor}	0,7	$\text{kJ/kg} \times \text{K}$	Proveedor
Capacidad calorífica alúmina	cp_{alu}	0,5	$\text{kJ/kg} \times \text{K}$	Ginnings, Furukawa, (1953) [6].
Capacidad calorífica sales precursoras	cp_{sales}	1,80	$\text{kJ/kg} \times \text{K}$	Estimada
Capacidad calorífica agua	cp_{agua}	4,186	$\text{kJ/kg} \times \text{K}$	Seccion 2-Perrys Chemical Engineers handbook 8va Ed.[5]
Calor latente de vaporización agua	h_{vap}	2260	kJ/kg	
Delta de temperatura 1	$\Delta T1$	420	K	Se supone una temperatura inicial de 353,15K y una final de 773,15 K
Delta de temperatura 2	$\Delta T2$	20	K	calor sensible del agua hasta 373,15 K

Tabla N°6.5.16. Balance de energía en etapa de calcinación del catalizador (lote: 85 monolitos)

Término (operación)	Símbolo	Cálculo	Energía (kJ)
Calor sensible cordierita	Q_{corCC}	$m_{cor} \times c_{p_{cor}} \times \Delta T1$	43.331,95
Calor sensible alúmina retenida	Q_{aluCC}	$m_{alu} \times c_{p_{alu}} \times \Delta T1$	10.450,15
Calor sensible sales precursoras catalizador	Q_{catCC}	$m_{sales} \times c_{p_{sales}} \times \Delta T1$	7.961,6
Calor sensible agua (calentamiento)	$Q_{agua,senCC}$	$m_{agua} \times c_{p_{agua}} \times \Delta T2$	15,9
Calor latente agua de formación de sales (evaporación)	$Q_{agsal,latCC}$	$m_{agsal} \times h_{vap}$	6.520,2
Calor latente agua (evaporación)	$Q_{agua,latCC}$	$m_{aguaEv} \times h_{vap}$	429,4
Suma parcial	$Q_{parcialCC}$	$Q_{corCC} + Q_{aluCC} + Q_{agua,senCC} + Q_{agua,latCC}$	68.710,5
Pérdidas térmicas (estimadas 15%)	Q_{perdCC}	$0,15 \times Q_{CC}$	-
Energía requerida neta	Q_{CC}	$Q_{parcialCC}/0.85$	80.840,12
Resultado en kWh	Q_{CCkWh}	$Q_{CC}/3600$	22,45 kWh

- Calculo de la masa de agua en sales precursoras



$$M(Cu) = 63,55$$

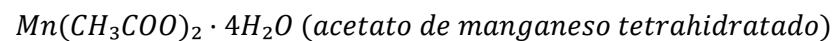
$$2 \times CH_3COO = 2 \times 59,04 = 118,08$$

$$H_2O = 18,02$$

$$M_{total} \approx 199,65 \text{ g/mol}$$

$$\text{Fracción de agua} = 18,02 / 199,65 = 0,090 \rightarrow 9,0 \% \text{ en masa}$$

Si hacemos lo mismo para la otra sal precursora:



$$\text{Fracción de agua} = 72,06 / 245,08 = 0,294 \rightarrow 29,4 \% \text{ en masa.}$$

Ahora, para la mezcla global se tiene:

Mezcla global (relación 9:1 en masa Mn: Cu)

Para 1kg de mezcla de precursores

0,9 kg → acetato de Mn tetrahidratado.

0,1 kg → acetato de Cu monohidratado.

Agua estructural contenida:

$$\text{Mn: } 0,9 \times 0,294 = 0,265 \text{ kg H}_2\text{O}$$

$$\text{Cu: } 0,1 \times 0,090 = 0,009 \text{ kg H}_2\text{O}$$

$$\text{Total agua} = 0,265 + 0,009 = 0,274 \text{ kg H}_2\text{O/kg precursor.}$$

Entonces, la masa de agua que se evapora será:

$$m_{\text{aguaEvEstructural}} = 0,274 * m_{\text{precur}} = 2,885 \text{ kg}$$

CAPÍTULO 7: SELECCIÓN Y ADOPCIÓN DE EQUIPOS. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

En este capítulo se presenta el proceso de selección de los equipos necesarios para la planta. Dado que la tecnología seleccionada no es de uso masivo en la industria y que se trata del primer diseño del proceso a escala semi-industrial, algunos equipos debieron seleccionarse mediante la adaptación de alternativas comerciales, priorizando la flexibilidad operativa.

Se evaluaron criterios como capacidad, eficiencia, materiales, mantenimiento y costos. Según Towler y Sinnott [1], en procesos con bajo nivel de estandarización, la selección debe equilibrar el desempeño técnico con la disponibilidad comercial. Siguiendo este enfoque, se buscó garantizar la confiabilidad operacional y la factibilidad económica.

Sin embargo, para el equipo crítico del proceso —el reactor monolítico—, la selección trasciende la mera disponibilidad comercial y se fundamenta en parámetros de diseño validados experimentalmente. Para asegurar la transición de lo teórico a lo operativo, las especificaciones del reactor se basaron en los estudios de Rodríguez, Cadús y Borio. Estos trabajos establecen las consideraciones de diseño y limitaciones de transporte en reactores adiabáticos [11], definen la tolerancia ante la no uniformidad del recubrimiento catalítico [12] y cuantifican el impacto crítico de las pérdidas de calor en el desempeño real del equipo [13]. De este modo, la configuración propuesta incorpora características fundamentales probadas, mitigando los riesgos asociados al escalado..

7.1 Selección y adopción de equipos

7.1.1 Justificación de los equipos

Como sabemos del capítulo anterior, el proceso de producción de los reactores tiene dos grandes instancias: la síntesis de los módulos y el ensamblado del equipo. Se van a describir los equipos necesarios para cada uno de los procesos de forma separada.

Tabla N°7.1.1. Justificación de los equipos

Operación	Equipos principales	Justificación técnica
Acondicionamiento de la materia prima	Equipo de Aire comprimido capacidad mínima de 2-3 bar Mesa de trabajo	Cualquier exceso de polvo o suciedad debe ser retirado en esta etapa mediante el soplado con aire comprimido sobre una mesa de trabajo limpia.
Preparación de las soluciones	Tanque agitado de 1 m ³	Este recipiente contendrá el volumen de solución requerido por lote (0,57 m ³)
Impregnación	Cuba de impregnación 1,9 × 2 × 0,240 m (L × B × H _{int}). Sistema de poleas para entrada y salida de los módulos Ultrasonido para agitación	Dentro de la cuba deben sumergirse 85 monolitos con una altura de líquido de 0,20 m con un <i>freeboard</i> (bordo libre, definido como la distancia vertical entre el nivel máximo del líquido y el borde superior del tanque) de 0,04m. El sistema de poleas debe garantizar el retirado de las muestras a una velocidad de 10cm/min. El ultrasonido se utiliza para la homogenización de la solución.
Secado	Horno de secado de 0,8m ³ de capacidad o superior.	Calor convectivo, debe operar a 120°C y 80°C
Calcinación	Mufla de horneado de 0,8m ³ de capacidad o superior.	El equipo debe trabajar a 500°C durante 2h.

Recuperación de soluciones

En las experiencias experimentales y desarrollos reportados para la síntesis de reactores monolíticos, no se ha implementado un sistema de recuperación de efluentes posterior a las etapas de impregnación [2]. Por este motivo, y considerando que el presente trabajo busca reproducir condiciones operativas reales, no se prevé la incorporación de una unidad de recuperación en esta etapa del diseño.

No obstante, desde el punto de vista ingenieril y ambiental, resulta conveniente dejar abierta la posibilidad de incorporar en el futuro un sistema de recuperación parcial de las soluciones utilizadas. Estas corrientes líquidas contienen fracciones no reaccionadas de sales precursoras o alúmina que podrían ser recuperadas mediante operaciones de separación física o fisicoquímica, tales como filtración, decantación, o concentración por evaporación. La implementación de estas tecnologías permitiría reducir el consumo de materias primas, minimizar la carga contaminante de los efluentes y optimizar los costos operativos asociados al proceso.

En la presente propuesta, los efluentes se conducen hacia un tanque de disposición intermedia para su acumulación y posterior envío a tratamiento externo especializado, asegurando así el cumplimiento de las normativas ambientales aplicables [3-4].

Tratamiento de efluentes

Los efluentes generados deberán ser enviados a un servicio de tratamiento o disposición final en instalaciones habilitadas, que otorguen un certificado de tratamiento avalado por los entes regulatorios provinciales correspondientes. Esta práctica garantiza el cumplimiento de la normativa ambiental vigente y asegura una gestión responsable de los residuos líquidos del proceso.

Ensamblaje del equipo

El ensamblaje del reactor se desarrolla en **dos etapas diferenciadas**: (A) **ensamblaje parcial en planta** y (B) **ensamblaje final *in situ* (llave en mano)**. Este esquema optimiza transporte, facilita la integración en obra y permite adaptar la conexión final a las condiciones específicas del sitio del cliente.

(A) Ensamblaje parcial en planta — conformación del reactor monolítico

En planta se realiza únicamente la conformación del reactor monolítico. Esta etapa incluye:

- Fabricación e instalación de la estructura portamonolitos (jaula): armazón metálico dimensionado para alojar la matriz de 10 × 10 × 5 módulos monolíticos (volumen 3,375 m³). La jaula incorpora un entramado de guías laterales que definen compartimentos ajustados y una base enrejada capaz de soportar la carga
- Colocación de los 500 monolitos en sus compartimentos sin uso de adhesivos; el alojamiento se realiza con tolerancias controladas (holgura típica 1–2 mm) para evitar canalizaciones laterales y permitir la expansión térmica.
- Verificación dimensional y control de alineación: comprobación de planitud, perpendicularidad y reparto de cargas; verificación del paso de gas a través de la base.
- Aplicación de aislación interior (si aplica) en zonas prefabricadas internas; la aislación final en la carcasa externa se realiza en obra.

El reactor catalítico se entrega al cliente como un conjunto preensamblado listo para la integración final.

(B) Ensamblaje final in situ (llave en mano)

La integración de los sistemas auxiliares se lleva a cabo en el sitio de instalación y comprende:

- Colocación del reactor catalítico y su armazón metálica dentro del chasis o cabina en donde se instala el proceso de descontaminación: reactor, calefactor, soplador y sistema de control. Fijación mediante uniones atornilladas o sistemas de apoyo diseñados (uniones deslizantes donde se requiera para dilatación térmica).
- Montaje del sistema de soplado y calefacción: instalación del soplador, calefactor y elementos de pre-calentamiento en la secuencia definida por la ingeniería de proceso.
- Tendido y conexión de ductos de entrada y salida, con bridas y juntas apropiadas para altas temperaturas y sellado de pasos.
- Instalación del sistema de control: sensor(es) de temperatura, controlador PID, relés, válvula de acción eléctrica y cableado; puesta en marcha del lazo de control y pruebas funcionales.

- Pruebas de integración y puesta en marcha: verificación de estanqueidad, mediciones de caída de presión, pruebas de flujo y ensayo de control térmico.

Los equipos necesarios para el ensamblaje final no se detallan en este capítulo porque no forman parte del proceso productivo ni de las instalaciones permanentes de la planta. El montaje *in situ* se realiza con herramientas convencionales de obra, por lo que no corresponde considerarlos como equipos de planta.

7.1.2 Selección de equipos de proceso

En esta sección se seleccionan los equipos requeridos para la producción del producto.

7.1.2.1 Codificación

En esta sección se realiza la codificación del proceso, incluyendo las secciones de la planta y las operaciones, en la tabla 7.1.2 y los equipos en la tabla 7.1.3

Tabla N°7.1.2. Codificación de la planta

Sección	
A	Acondicionamiento de la materia prima
B	Síntesis del catalizador
C	Hornos
D	Efluentes
Operación	
10	Acondicionamiento de la materia prima
11	Impregnación
12	Secado
13	Calcinación
15	Transporte
16	Almacenamiento

Tabla N°7.1.3. Codificación de los equipos

Equipos	
111	Equipo de aire comprimido
112	Tanque con agitación
113	Bomba Centrífuga 1
114	Cuba
115	Bomba Centrífuga 2
116	Horno de secado
117	Horno de calcinación
118	Tanque disposición

7.1.2.2 Diagrama de flujo del proceso

En esta sección se presenta el diagrama de flujo del proceso (DFP) correspondiente a la etapa de síntesis de los módulos catalíticos. Dicho diagrama representa de forma secuencial las operaciones de impregnación, secado y calcinación realizadas durante la producción de los monolitos, así como los equipos involucrados en cada una de ellas.

En la Tabla 7.1.4 se detallan los códigos y descripciones de los equipos que intervienen en el proceso, los cuales se identifican con la misma codificación utilizada en los diagramas de flujo.

Tabla N°7.1.4. Codificación para el DFP

Codificación	Descripción
A-10-111	Equipo de aire comprimido para limpieza de monolitos
A-10-112	Tanque agitado para soluciones de impregnación
B-15-113	Bomba centrífuga 1
B-11-114	Cuba de impregnación de monolitos con soluciones
B-15-115	Bomba centrífuga 2
C-12-116	Horno de secado
C-13-117	Horno de calcinación
D-16-118	Tanque de almacenamiento de efluentes de alúmina
D-16-119	Tanque de almacenamiento de efluentes de sales precursoras

Fuente: Elaboración propia

En la Figura 7.1.1 se muestra el diagrama de flujo correspondiente a la etapa de impregnación del soporte con la solución de alúmina. Los monolitos limpios luego de ser liberados de polvo mediante aire comprimido (A-10-111) ingresan a la cuba de impregnación (B-11-114), donde se sumergen en la solución proveniente del tanque de preparación (A-10-112). Posteriormente, los módulos monolíticos pasan a la etapa de secado (C-12-116) y a la calcinación (C-13-117), completando el proceso de deposición del soporte sobre la estructura monolítica.

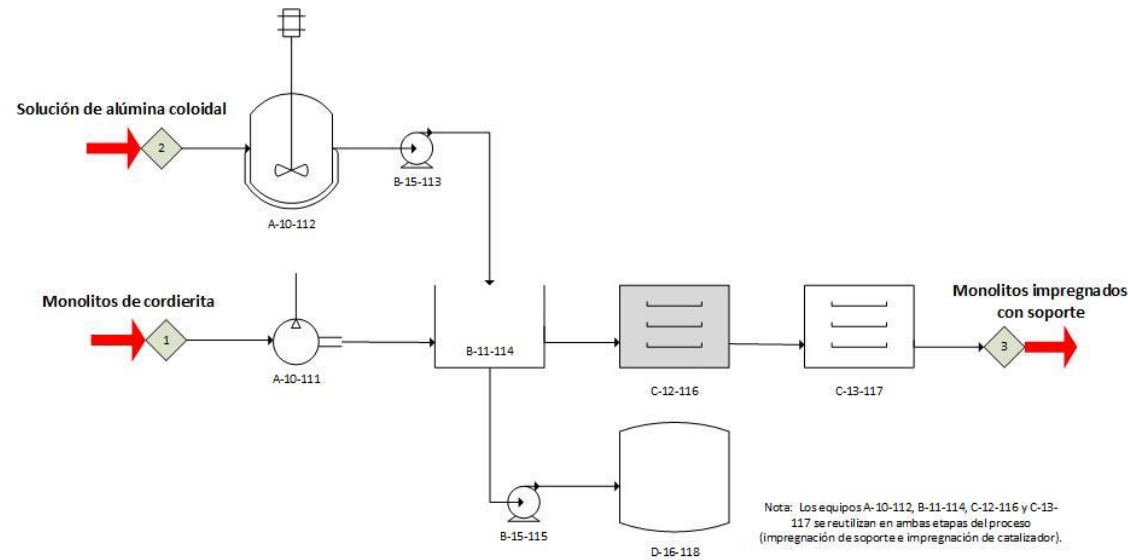


Figura N°7.1.1 Diagrama de flujo de procesos – Impregnación de alúmina

Fuente: Elaboración propia

En la Figura 7.1.2 se observa la segunda etapa del proceso, donde los monolitos con soporte impregnado se introducen nuevamente en la cuba (B-11-114) para la impregnación del catalizador. En este caso, se utiliza una solución de sales precursoras preparada en el tanque (A-10-112). Tras la impregnación, el material pasa por las mismas etapas de secado (C-12-116) y calcinación (C-13-117). Al finalizar, se obtienen los monolitos catalíticos listos para la etapa de ensamblaje del reactor.

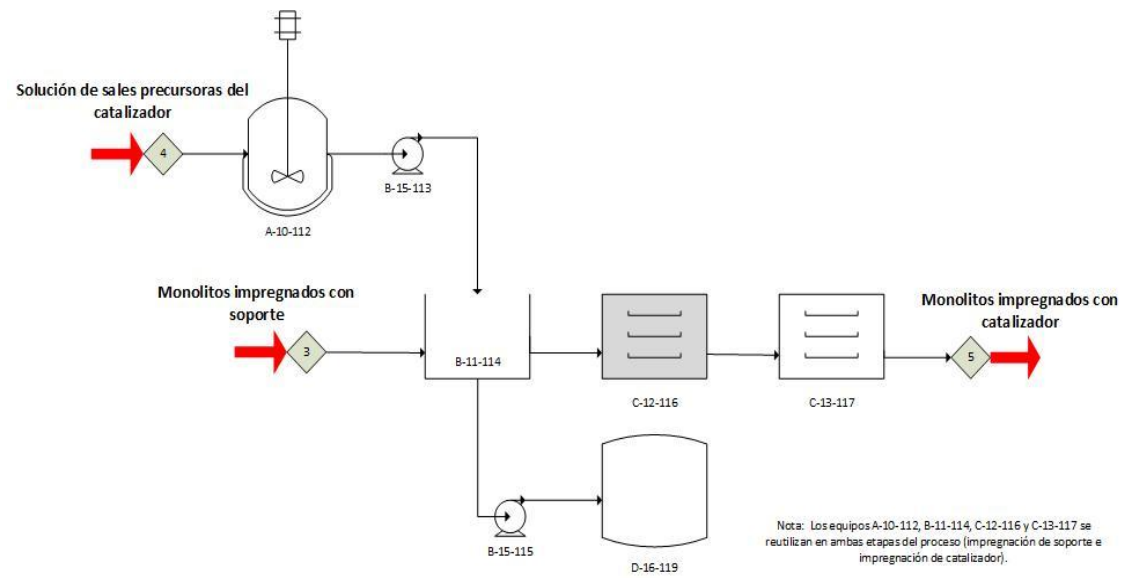



Figura N°7.1.2 Diagrama de flujo de procesos – Impregnación de catalizador

Fuente: Elaboración propia

7.1.3 Data Sheet

En esta sección, se mostrarán la ficha técnica (*data sheet*) de cada equipo del proceso. Estas tablas son un documento técnico que proporciona información detallada sobre un producto, material o componente.

Tabla N°7.1.5. Data sheet horno de secado al vacío.

DENOMINACION: Estufa	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección C – Hornos	C-12-116
Servicio: Secado de los módulos monolitos luego de las etapas de impregnación.	
Descripción: Horno industrial de operación discontinua para secado por aire caliente con convección forzada. Permite el control de temperatura y rampas de calentamiento. El proceso se realiza dos veces por lote: 120 °C durante 1 h y 85 °C durante 24 h, con rampa de 10 °C/min.	
Parámetros principales requeridos: Volumen útil: 0,8–1,0 m ³ , Temperatura máxima: ≥ 150 °C, Calentamiento: Eléctrico, Control: PID programable, Material interno: Acero inoxidable AISI 304, Alimentación: 3φ – 380/400 V – 50 Hz, Potencia instalada: 6–10 kW.	
Modelo de referencia (no vinculante): Horno de secado industrial tipo estufa, volumen útil ≈ 1 m ³ (por ejemplo, equipo equivalente a ATEC AVO 1000 u otro de prestaciones similares).	
Dimensión interna útil (L x A x H): 1000 x 1000 x 1000mm	
Precio de referencia: USD 8.000 – 15.000	
	
Figura a modo de referencia	

Fuente: Elaboración propia en base a especificaciones técnicas típicas de hornos de secado industriales comerciales, Atec Laboratory Equipment [5]

Tabla 7.1.6: Data sheet mufla de calcinado.

DENOMINACION: Mufla	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección C – Hornos	C-12-117
Servicio: Calcinaación de módulos monolíticos luego de las etapas de secado, para la fijación térmica del soporte y del catalizador.	
Descripción: Horno industrial de operación discontinua, diseñado para tratamientos térmicos a alta temperatura en atmósfera de aire. El proceso de calcinaación se realiza dos veces por lote de 85 monolitos a 500 °C: una primera etapa de 1 h y una segunda de 2 h, utilizando una rampa de calentamiento de 10 °C/min.	
Parámetros principales: Volumen útil: $\geq 0,8 \text{ m}^3$, Temperatura máxima de operación: $\geq 600 \text{ °C}$, Temperatura de trabajo: 500 °C, Calentamiento: Eléctrico, resistencias, Control: PID programable, Material cámara interna: Refractario de alta temperatura, Alimentación: 3φ – 380/400 V – 50 Hz, Potencia instalada estimada: 12–20 kW	
Modelo de referencia (no vinculante): Horno de calcinaación industrial tipo mufla, volumen útil $\approx 0,8\text{--}1,0 \text{ m}^3$ (por ejemplo, equipo equivalente a una mufla industrial ORL u otra de prestaciones similares).	
Dimensión interna orientativa (L x A x H): 900 x 930 x 900mm	
Precio estimado de referencia: USD 15.000 – 30.000	
	
Figura a modo de referencia	


Fuente: Elaboración propia en base a especificaciones técnicas típicas de hornos de secado industriales comerciales, ORL Hornos Industriales (2025) [6].

Tabla N° 7.1.6. Data sheet equipo de aire comprimido.

DENOMINACION: Sistema de compresión de aire	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección A – Acondicionamiento de materia prima	A-10-111
Servicio: Generación de aire comprimido para soplado y limpieza de módulos monolíticos antes y después de las etapas de impregnación.	
Descripción: Equipo de compresión de aire de operación discontinua, destinado a tareas de limpieza y remoción de polvo superficial mediante soplado. El sistema incluye compresor, depósito de aire, filtro, regulador de presión y dispositivos de seguridad.	
Parámetros principales: Tipo: Compresor alternativo con transmisión a correa, Potencia del motor: \approx 4 HP, Volumen del depósito: \approx 200 L, Presión máxima de trabajo: 8 bar, Caudal efectivo: \geq 350 L/min, Alimentación eléctrica: 3 ϕ – 380 V – 50 Hz	
Medidas (L x A x H): 140 x 48 x 96 cm (L x A x H)	
Modelo de referencia (no vinculante): Compresor industrial de 4 HP con depósito de 200 L, trifásico (por ejemplo, equipo equivalente a un compresor Daihatsu u otro de prestaciones similares).	
Dimensiones orientativas: \approx 1,4 x 0,5 x 1,0 m Precio de referencia: USD 1.500 – 3.000	
	
Figura a modo de referencia	

Fuente: Elaboración propia en base a especificaciones técnicas típicas de hornos de secado industriales comerciales, Daihatsu Herramientas. (s. f.) [7].

Tabla N°7.1.7. Data sheet tanque agitado.

DENOMINACION: Tanque agitado para preparación de soluciones	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección A – Acondicionamiento de materia prima	A-10-112
Servicio: Preparación y homogeneización de la suspensión coloidal de alúmina y de la solución de sales precursoras para las etapas de impregnación.	
Descripción: Tanque vertical de operación discontinua, destinado a la preparación de soluciones líquidas mediante agitación mecánica. El equipo permite trabajar con el volumen de solución requerido por lote, asegurando una adecuada homogeneización previa a la impregnación de los monolitos.	
Parámetros principales: Volumen total: $\approx 1,0 \text{ m}^3$ (incluye freeboard $\approx 20 \%$), Volumen de trabajo: $\approx 0,57 \text{ m}^3$, Tipo de tanque: Cilíndrico vertical con fondo cónico ($\approx 60^\circ$), Tipo de agitador: Eje vertical con impulsor axial, Potencia del agitador: $\approx 0,75 \text{ kW}$, Material: Acero inoxidable AISI 304, Alimentación eléctrica: $3\phi - 380/400 \text{ V} - 50 \text{ Hz}$	
Modelo de referencia (no vinculante): Tanque agitado industrial de 1 m^3 en acero inoxidable, con agitador axial superior (equipo comercial estándar o fabricación a medida equivalente).	
Precio de referencia: USD 6.000 – 10.000	
Observación: El equipo puede adquirirse como unidad comercial estándar o fabricarse a medida	
	
Figura a modo de referencia	


Fuente: Elaboración propia en base a especificaciones técnicas típicas de tanques agitados industriales comerciales

Tabla N°7.1.8. Data sheet bombas centrífugas.

DENOMINACION: Bomba centrífuga	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección B – Impregnado	B-15-113/B-15-115
Servicio: Trasiego de soluciones de impregnación desde el tanque agitado hacia la cuba de impregnación y evacuación de soluciones agotadas hacia los tanques de almacenamiento de efluentes.	
Descripción: Bomba centrífuga de operación discontinua para el transporte de soluciones líquidas de baja viscosidad. El equipo está dimensionado para manejar el volumen total de solución por lote dentro de tiempos operativos compatibles con el ciclo del proceso.	
Parámetros principales: Caudal nominal: $\approx 4 \text{ m}^3/\text{h}$, Altura manométrica total: $\approx 19 \text{ m}$, Tipo: Centrífuga horizontal, una etapa, Potencia del motor: $\approx 3\text{--}4 \text{ HP}$, Material del cuerpo e impulsor: Hierro fundido o acero inoxidable, Eje: Acero inoxidable, Sello mecánico: Cerámico / grafito o equivalente, Alimentación eléctrica: $3\phi - 380/400 \text{ V} - 50 \text{ Hz}$	
Modelo de referencia (no vinculante): Bomba centrífuga industrial de alto caudal, $4 \text{ m}^3/\text{h}$ y 19 m de elevación (por ejemplo, equipo equivalente a una bomba Pedrollo serie HF u otra de prestaciones similares).	
Precio de referencia: USD 800 – 1.500 por unidad	
Cantidad: 3 unidades	
	
Figura a modo de referencia	

Fuente: Elaboración propia en base a especificaciones técnicas típicas bombas industriales comerciales, Pedrollo S.p.A. (s. f.) [8].

Tabla N°7.1.9. Data sheet cuba de impregnación.

DENOMINACION: Cuba de impregnación	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección B – Impregnado	B-11-114
<p>Servicio: Impregnación de los módulos monolíticos con la suspensión coloidal de soporte y, posteriormente, con la solución de sales precursoras del catalizador.</p>	
<p>Descripción: Cuba abierta de operación discontinua, diseñada para la inmersión completa y controlada de módulos monolíticos durante las etapas de impregnación. El equipo permite procesar un lote de 85 módulos por ciclo e incorpora interfaces para sistemas auxiliares de izado y agitación, asegurando condiciones reproducibles de contacto sólido-líquido.</p>	
<p>Parámetros principales: Capacidad de trabajo: $\approx 0,57 \text{ m}^3$, Tipo de equipo: Tanque rectangular abierto, Material: Acero inoxidable AISI 316L, Número de módulos por lote: 85, Altura de líquido de trabajo: $\approx 0,20 \text{ m}$, <i>Freeboard</i>: $\approx 0,04 \text{ m}$, Descarga: Inferior</p>	
<p>Modelo de referencia (no vinculante): Equipo especial de impregnación fabricado a medida por proveedor de equipos industriales en acero inoxidable, diseñado según los requerimientos del proceso, existen cubas de inmersión de con ultrasonido para la limpieza de piezas mecánicas, como el equipo Fisa VST.</p>	
<p>Dimensiones canasta (L x A x H): 2,4 x 1,5 x 0,2 m Dimensiones tanque interior (L x A x H): 2,5 x 1,6 x 0,5 m Dimensiones totales equipo (L x A x H): 2,8 x 1,9 x 0,8 m</p>	
<p>Accesorio requerido — Sistema de izado: La cuba de impregnación debe suministrarse con interfaz mecánica para acoplamiento de sistema de poleas/izado. El sistema de izado (no incluido en una cuba estándar) deberá permitir elevar y descender la canasta con los monolitos a velocidad constante y controlada, con las especificaciones mínimas: capacidad de carga 200 kg (factor de seguridad $\geq 1,25$), recorrido útil $\geq 0,35 \text{ m}$ (o acorde a la profundidad de la cuba), velocidad ajustable 3 cm/min, freno de seguridad, topes mecánicos y electrónica controlador de velocidad. Todos los componentes deben ser de acero inoxidable AISI 316 o protegidos contra corrosión.</p>	
<p>Accesorio requerido — Ultrasonido: Sistema de transductores piezoeléctricos acoplados a las paredes del tanque. Frecuencia de operación: 20–40 kHz; potencia específica aproximada: 5 W/L. Potencia total estimada $\approx 2,9 \text{ kW}$ (para $0,574 \text{ m}^3 = 574 \text{ L}$).</p>	
<p>Precio de referencia: USD 12.000 – 20.000 (incluye cuba y estructura; sistemas auxiliares cotizados por separado)</p>	
<div style="text-align: center;">  <p>Figura a modo de referencia.</p> </div>	

Fuente: Elaboración propia en base a los requerimientos, Fisa VST [9].

Tabla N°7.1.10. Data sheet tanque almacenamiento de efluentes.

DENOMINACION: Tanque de almacenamiento de efluentes	CÓDIGO DE EQUIPO
Ubicación: Sección D – Efluentes	D-16-118/D-16-119/D-16-120
Servicio: Almacenamiento temporal de los efluentes líquidos generados en las etapas de impregnación, previo a su envío a tratamiento externo o recuperación.	
Descripción: Tanque atmosférico de operación discontinua destinado al acopio temporal de efluentes líquidos. El sistema permite la segregación de corrientes según su naturaleza (efluentes de soporte, catalizador y contingencias), garantizando una gestión segura y ordenada de los residuos líquidos del proceso.	
Parámetros principales: Tipo: Tanque atmosférico no presurizado, Capacidad nominal: ≈ 1.000 L por unidad, Material: Polietileno de alta densidad (HDPE) grado químico, Estructura exterior: Jaula metálica de acero galvanizado, Válvula inferior: DN50 (2”), Boca superior de carga: Ø ≈ 150 mm con tapa y respiradero	
Modelo de referencia (no vinculante): Contenedor IBC estándar de 1.000 L para productos químicos, reutilizable, de uso industrial general.	
Cantidad: 3 unidades (uno por tipo de efluente: soporte, catalizador y lavado/contingencia)	
Dimensiones (L x A x H): 1,20 x 1,00 x 1,16 m	
Precio de referencia: USD 200 – 400 por unidad	
Conexión al proceso: Mediante manguera flexible o línea DN40 desde la cuba de impregnación (B-11-114)	
	
Figura a modo de referencia.	

Fuente: Elaboración propia en base a especificaciones técnicas comerciales, Rotterdam Plastics. (s. f.) [10].

7.1.4 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

A continuación, se desarrolla la distribución en planta, definida con el propósito de asegurar un flujo operativo eficiente, condiciones de seguridad adecuadas y el aprovechamiento óptimo del espacio disponible para la fabricación del reactor químico.

7.1.4.1 Tipo de distribución en planta

Debido a la naturaleza del proceso, el tipo más adecuado de distribución sería del tipo por proceso, donde las áreas se organizan según las operaciones necesarias.

7.1.4.2 Áreas de trabajo necesarias

Para la distribución seleccionada, se identifican las áreas principales de la planta y se organiza su disposición de modo de definir su interacción y relación funcional dentro del proceso productivo. A modo de ejemplo, se consideran las siguientes áreas:

- 1- Almacenamiento de materia prima
- 2- Acondicionamiento de materia prima
- 3- Área de impregnación (soporte y catalizador).
- 4- Área de secado.
- 5- Área de calcinación.
- 6- Almacenamiento intermedio (módulos terminados y listos para ensamblaje).
- 7- Área de ensamblaje del reactor.
- 8- Almacenamiento de productos terminados
- 9- Depósito de residuos peligrosos

Sin embargo, se pueden juntar algunas áreas para ahorrar espacio, como unir el área de secado con el área de calcinación y además unir la recepción de materia prima con el acondicionamiento de esta, así quedaría:

- 1- Almacenamiento y acondicionamiento de materia prima.
- 2- Área de impregnación (preparación de soluciones e impregnado)
- 3- Área de hornos (secado y calcinación).
- 4- Área de ensamblaje del reactor.
- 5- Almacenamiento de productos intermedios y producto final.
- 6- Depósito de residuos peligrosos

7.1.4.3 Criterio para la relación y ubicación de las Áreas

Flujo continuo y lógico Las áreas deben estar dispuestas de manera que el movimiento de los módulos sea directo y eficiente, minimizando el transporte interno y las posibles interferencias.

Recepción → Impregnación → Secado → Calcinación → (repetir 6 veces) → Almacenamiento intermedio → Ensamblaje e Integración de componentes auxiliares → Despacho.

Proximidad funcional

Las áreas de impregnación, secado y calcinación deben estar cerca entre sí, ya que forman parte de un ciclo recurrente.

El almacenamiento intermedio debe estar próximo al ensamblaje para facilitar el flujo de módulos terminados.

Separación de zonas calientes y frías

Las áreas de calcinación y secado, que generan calor, deben estar separadas de oficinas, almacenamiento de módulos terminados y otras zonas sensibles.

Seguridad

Las áreas de calcinación y cualquier zona con riesgo térmico o químico deben cumplir con normas de seguridad (distancias mínimas, ventilación, etc.).

Espacio para mantenimiento y maniobra

Dejar espacio suficiente alrededor de los equipos para facilitar el mantenimiento. Considerar el movimiento de montacargas o carros para transporte interno.

7.1.4.4 Requerimientos de superficie

A continuación, se analizarán los espacios requeridos para realizar 6 lotes de 85 módulos monolíticos para la producción del reactor de 3,375m³.

Tabla N°7.1.11. Superficie de la planta

Área	Característica	Metros	m²
Almacenamiento de materia prima	Espacio para almacenar al menos 1000 módulos desnudos y las soluciones requeridas	3x6	18
Impregnaciones	Espacio para un tanque donde se preparan las soluciones, cuba de impregnación y el tanque de recepción de efluentes	3x5	15
Hornos	El horno de secado es de 1 m ³ , mientras que el de calcinado de 0,8. Además espacios para manipulación de los módulos y seguridad por superficie caliente	4x5	20
Almacenamiento intermedio y final	El lugar debe poder almacenar 415 módulos intermedios apilados y también un reactor terminado	3x4	12
Ensamblaje	Se debe tener espacio para ensamblar cada monolito hasta lograr los 3,375 m ³	4x5	30
Baños y vestuario	Considerado para un grupo de 5-10 personas	2x7	14
Zona de gestión	2 oficinas y sala de estar	4x4	16
Depósito de residuos peligrosos	Jaula exterior al edificio común con capacidad de almacenamiento de 4 contenedores de 1000 litros.	4x1,5	6

Fuente: Elaboración propia

7.2 Lay Out General.

El *Lay Out* de la planta es una representación gráfica de la organización espacial de las áreas de trabajo y de los flujos dentro de la instalación. Su objetivo principal es maximizar la eficiencia operativa al disponer las áreas y los equipos de manera que se facilite el movimiento de materiales, se minimicen tiempos muertos y se optimice el uso del espacio disponible.

En este plano se identifican las siguientes áreas clave:

Recepción y almacenamiento de materia prima: Ubicada en la entrada principal, incluye el espacio necesario para los módulos y soluciones.

Área de impregnación: Contiene el equipo de impregnación y los tanques de preparación.

Áreas de secado y calcinación: Dispuestas de forma adyacente para facilitar la continuidad del flujo de producción.

Área de ensamblado: Zona amplia para el montaje de cada uno de los monolitos para formar el reactor, incluyendo espacio adicional para operarios.

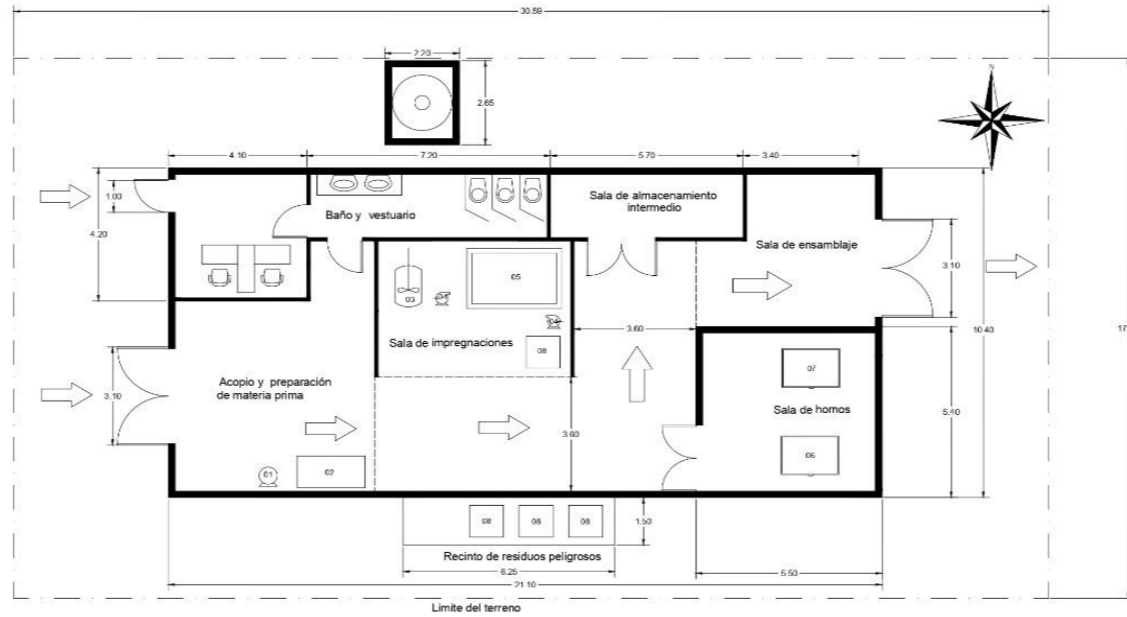
Almacenamiento de productos intermedios y terminados: Cercano al área de ensamblado, con capacidad para un reactor ensamblado.

Servicios generales: Baños, vestuario y oficinas compactas para personal administrativo y operativo.

7.2.1 Distribución general de la planta

A continuación, en la figura 7.2.1 se presenta el *layout* general de la planta proyectada, elaborado en AutoCAD bajo escala 1:50. La distribución se diseñó considerando un flujo lineal de materiales desde el área de recepción y preparación de materia prima hasta la sala de ensamblaje final del reactor, priorizando la continuidad operativa y la seguridad del personal.

La configuración adoptada, busca optimizar los recorridos internos y reducir movimientos innecesarios de equipos o componentes. Se estableció un pasillo principal de 3,60 m de ancho, adecuado para la circulación de carros y operarios, garantizando maniobrabilidad suficiente en las etapas de impregnación y calcinación. El acceso a los sectores de servicio (baño y vestuario) se mantuvo mediante una comunicación directa con la zona productiva, preservando condiciones de higiene y seguridad. El plano, también contempla la delimitación del límite de terreno y el recinto de residuos peligrosos. La disposición final permite una secuencia de trabajo lógica, segura y eficiente.



Referencias				
Identificación	Nombre	Código	Imagen	Cantidades
1	Compuer	A-10-111		1
2	Mesa de trabajo	A-10-126		1
3	Fanjas apiladas para filtraciones	A-10-112		1
4	Módulo centrífuga	B-15-113		2
5	Cuba de impregnación	B-15-114		1
6	Horno de secado	C-13-116		1
7	Máquina de calcinado	C-13-117		1
8	Tanque de almacenamiento de residuos	D-16-119		3

Proyecto	Mzrahi	Marcos	U.N.S.L.	F.I.C.A
Dibujó				
Revisó				
Aprobó				
Esc:	1:50			TRABAJO FINAL DE GRADO
Tol.:	PLANO DE PLANTA			Año 2025

Figura N°7.2.1 Lay out de la planta

Fuente: Elaboración propia.

7.3 Referencias

- [1] Towler, G., & Sinnott, R. (2013). Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (3rd ed.). Elsevier.
- [2] Agüero, F. & Morales, María & Duran, Flavia & Barbero, Bibiana & Cadús, Luis. (2013). MnCu/Cordierite Monolith used for Catalytic Combustion of Volatile Organic Compounds. Chemical Engineering & Technology. 36. 10.1002/ceat.201200713.
- [3] Argentina. (2002). Ley N.º 25.612 de Gestión Integral de Residuos Industriales. Boletín Oficial de la República Argentina. Recuperado de <https://www.argentina.gob.ar/normativa>
- [4] Argentina. (1993). Decreto N.º 831/93: Parámetros de vertido y estándares para efluentes líquidos. Boletín Oficial de la República Argentina. <https://www.argentina.gob.ar/normativa>
- [5] Atec Laboratory Equipment. (2025). Vacuum drying oven – AVO series [Ficha técnica]. Recuperado de <https://0a008829dc220c5d.en.made-in-china.com/product/cOoGSqfHfskt/China-Atec-Laboratory-Equipment-Vacuum-Drying-Oven.html>
- [6] ORL Hornos Industriales. (2025). Horno de secado al vacío – Ficha técnica. Recuperado el 6 de febrero de 2025 de <https://www.orlhornos.com.ar/hornos/horno-secado-vacio.php>
- [7] Daihatsu Herramientas. (s. f.). Compresor de aire 4 HP 200 litros trifásico – Daihatsu. Recuperado de <https://herramientasdaihatsu.com.ar/productos/compresor-de-aire-4-hp-200-litros-trifasico-daihatsu/>
- [8] Pedrollo S.p.A. (s. f.). HF high-flow centrifugal pumps – Data sheet (50 Hz). Recuperado de https://www.pedrollo.com/wp-content/uploads/schede-tecniche/ES/HF-AP_ES-ficha-tecnica_50Hz.pdf
- [9] FISA Ibérica. (s. f.). Nuestra gama de máquinas de limpieza por ultrasonidos estándar. FISA. Recuperado de <https://www.fisa.com/es/nuestras-maquinas-de-limpieza-por-ultrasonidos-y-robots-el-control-absoluto-de-la-fabricacion/nuestra-gama-de-maquinas-de-limpieza-por-ultrasonidos-estandar/>
- [10] Rotterdam Plastics. (s. f.). 1000 Litre IBC Container – capacity 1000 L, dimensions 120 × 100 × 116.5 cm. Recuperado de <https://www.rotterdamplastics.nl/en/1000-litre-ibc-container>
- [11] M.L. Rodríguez, L.E. Cadús, D.O. Borio, “VOCs abatement in adiabatic monolithic reactors: heat effects, transport limitations and design considerations”. Chem. Eng. J., 306 (2016) 86-98, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2016.05.055> (SJR, Q1)
- [12] M.L. Rodríguez, L.E. Cadús, D.O. Borio, “Monolithic reactor for VOCs abatement: Influence of non-uniformity in the coating”. J. Env. Chem. Eng., 5 (2017) 292-302. (SJR, Q1)

[13] M.L. Rodriguez, L.E. Cadús, D.O. Borio, "Effect of heat losses on monolithic reactors for VOC abatement". Chem. Eng. J., 377, 120139 (2019) <https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.10.076> (SJR, Q1)

CAPÍTULO 8: ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

8.1 Alcance del estudio ambiental

El presente capítulo desarrolla una evaluación técnica del impacto ambiental asociado al proyecto de diseño de una planta para la fabricación de módulos catalíticos y el ensamblaje de un reactor químico. El proceso productivo contempla operaciones de impregnación de soportes, secado, calcinación, manipulación de soluciones químicas, almacenamiento de materias primas y gestión de productos terminados.

El análisis realizado no constituye un Estudio de Impacto Ambiental formal conforme a la legislación vigente, sino una evaluación preliminar de ingeniería orientada a identificar los principales aspectos ambientales del proceso, estimar su significancia y proponer medidas de control y mitigación acordes a buenas prácticas industriales.

8.2 Etapa de construcción de la planta

Previo al inicio de la operación, el proyecto contempla una etapa de construcción asociada a la preparación del terreno, instalación de infraestructura, montaje de equipos y ejecución de las obras civiles necesarias para la puesta en funcionamiento de la planta.

Durante esta etapa pueden generarse impactos ambientales de carácter temporal y localizado, principalmente vinculados al movimiento de suelos, generación de residuos de obra, emisiones de polvo y ruido producto de las actividades constructivas y del uso de maquinaria pesada. Asimismo, se prevé el consumo de materiales de construcción, energía y combustibles asociados a las tareas de montaje.

No obstante, dado que la planta se emplaza dentro de un parque industrial existente, estos impactos se consideran de baja magnitud y carácter transitorio, pudiendo ser mitigados mediante la aplicación de buenas prácticas constructivas, como el control de emisiones de polvo, la adecuada gestión de residuos de obra y la organización de las actividades para minimizar molestias en el entorno. Una vez finalizada la etapa de construcción, cesan estos impactos temporales, dando paso a los asociados a la etapa operativa del proceso.

8.3 Descripción ambiental del proceso

Las etapas con mayor relevancia ambiental corresponden al uso de soluciones líquidas en la impregnación de los soportes, a los tratamientos térmicos de secado y calcinación, y al manejo de residuos sólidos y líquidos generados durante la operación.

La impregnación implica el consumo de agua y reactivos químicos, con la consecuente generación de efluentes. El secado y la calcinación concentran el mayor consumo energético del proceso y pueden originar emisiones térmicas. Finalmente, el manejo y almacenamiento de materias primas y módulos tratados requieren condiciones adecuadas para evitar derrames, pérdidas o contaminación localizada.

8.3.1 Identificación de aspectos e impactos ambientales

Los principales aspectos ambientales del proyecto se asocian al consumo de recursos, la generación de corrientes residuales y las emisiones del proceso. En términos generales, los impactos potenciales se resumen en:

- Generación de efluentes líquidos provenientes de las etapas de impregnación.
 - Consumo energético elevado en secado y calcinación.
-
- Emisiones de aire caliente
 - Generación de residuos sólidos con posible contenido químico.
 - Riesgo de derrames durante la manipulación y almacenamiento de soluciones.

Estos impactos se encuentran localizados dentro del predio industrial y pueden ser controlados mediante un diseño adecuado de equipos y procedimientos operativos.

8.3.2 Evaluación cualitativa de impactos

La evaluación de los impactos se realiza de manera cualitativa considerando su magnitud, frecuencia, reversibilidad y alcance espacial. En este sentido, los impactos identificados presentan una significancia baja a moderada, con alcance local y alta posibilidad de control mediante medidas de ingeniería.

La mayor relevancia ambiental se asocia a la gestión de efluentes líquidos y al consumo energético de los equipos térmicos, los cuales requieren especial atención en términos de recuperación, eficiencia y monitoreo operativo. Sin embargo, como se vio antes, la gestión de residuos se va a limitar simplemente al almacenamiento de estos y posterior retiro mediante una empresa autorizada.

8.4 Mitigación y medidas de control

Con el objetivo de minimizar los efectos ambientales adversos del proyecto, se proponen las siguientes acciones:

- Implementación de un sistema de recuperación y gestión de efluentes provenientes de la impregnación.
- Almacenamiento de sustancias químicas con contención secundaria y señalización adecuada.
- Ventilación controlada y aislamiento térmico en los equipos de secado y calcinación.
- Gestión diferenciada de residuos sólidos, priorizando su disposición conforme a normativa.
- Capacitación del personal en buenas prácticas ambientales y operativas.
- Procedimientos de respuesta ante derrames y situaciones anómalas.

Estas medidas permiten reducir significativamente la probabilidad de impactos negativos sobre el ambiente y el entorno de la planta.

8.5 Gestión ambiental del proyecto

La gestión ambiental del proyecto se basa en la optimización del uso de recursos y el control de las corrientes generadas. En la configuración inicial de la planta no se contempla la recuperación ni reutilización de las soluciones de proceso, priorizándose en esta etapa un manejo seguro y controlado de los efluentes generados.

El consumo energético se gestiona a partir del uso eficiente de los equipos térmicos, la selección adecuada de tecnologías de secado y calcinación y el correcto aislamiento de los sistemas, con el objetivo de minimizar pérdidas de energía. Asimismo, se prevé la implementación de registros operativos para el seguimiento de consumos, efluentes y residuos, junto con la definición de planes de acción ante desvíos, contribuyendo a una mejora progresiva del desempeño ambiental del proceso.

8.6 Marco normativo aplicable

El proyecto debe enmarcarse dentro de la legislación ambiental y de seguridad vigente en la República Argentina. Entre las principales normas de referencia se consideran:

- Ley N°25.675 – Ley General del Ambiente [1].
- Ley N°24.051 – Régimen de Residuos Peligrosos [2].
- Decreto N.º 351/79 – Higiene y Seguridad en el Trabajo [3].
- Normativa provincial y municipal aplicable a industrias químicas [4].

El cumplimiento de este marco regulatorio, junto con la aplicación de buenas prácticas industriales, garantiza una operación compatible con la protección del ambiente y la seguridad del personal.

8.7 Conclusiones ambientales

Del análisis realizado se concluye que el proyecto es ambientalmente viable a nivel conceptual, siempre que se implementen las medidas de gestión y control propuestas. Los impactos identificados son localizados, controlables y compatibles con una operación industrial adecuada.

La incorporación temprana de criterios ambientales en el diseño del proceso contribuye no solo a minimizar riesgos, sino también a mejorar la eficiencia global y la sustentabilidad del proyecto.

Como línea de mejora futura, se considera la posible incorporación de sistemas de recuperación y reutilización de soluciones de impregnación, así como tecnologías de mayor eficiencia energética, una vez validada la operación inicial de la planta y evaluada su factibilidad técnica y económica.

8.8 Bibliografía

[1] Ley General del Ambiente N.º 25.675 (Argentina). (2003). Recuperado de <https://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/365000369999/369188/norma.htm>

[2] Ley de Residuos Peligrosos N.º 24.051 (Argentina). (1991). Recuperado de <https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/ley-24051-450/texto>

[3] Decreto N.º 351/1979, reglamentario de la Ley N.º 19.587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo (Argentina). (1979). Recuperado de <https://www.argentina.gob.ar/normativa/nacional/decreto-351-1979-32030>

[4] Ley N.º IX-0876/13, *Procedimiento de Evaluación de Impacto Ambiental* (Prov. San Luis, Argentina). (2013). Recuperado de <https://ambiente.sanluis.gov.ar/wp-content/uploads/2024/06/Ley-IX-0876-2013-EIA.pdf>

CAPÍTULO 9: INVERSIONES, COSTOS Y RENTABILIDAD

En este capítulo se presentan los aspectos económicos asociados al establecimiento y operación de la planta propuesta para la producción de reactores catalíticos monolíticos. Se desarrolla una estimación del capital total requerido para la puesta en marcha del proyecto, considerando las inversiones fijas, el capital de trabajo y las disponibilidades necesarias para el funcionamiento inicial.

Asimismo, se analizan los costos de producción, diferenciando entre costos fijos y variables, y se determina el costo unitario del producto. A partir de esta información se evalúa el punto de equilibrio de la planta y se establece un precio de venta estimado que asegure la rentabilidad del emprendimiento.

Finalmente, se realiza la evaluación económica del proyecto mediante la elaboración del flujo de fondos, calculando los principales indicadores financieros como el Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y el período de recuperación de la inversión, con el fin de determinar la viabilidad económica y la conveniencia de la implementación de la planta.

9.1 Capital total

El capital total representa el monto de recursos financieros necesarios para llevar a cabo la instalación, puesta en marcha y operación inicial de la planta. Comprende tanto las inversiones fijas vinculadas a la construcción y adquisición de bienes de uso, como el capital de trabajo requerido para el funcionamiento continuo del proceso productivo y las disponibilidades destinadas a contingencias o necesidades operativas inmediatas.

Baca Urbina (2010) [1], establece que el capital total va a ser expresado por la siguiente fórmula:

$$\text{Capital total} = \text{Capital fijo} + \text{Capital de trabajo}$$

Por lo tanto, para poder encontrar el capital total hay que discriminar primero, los dos capitales que lo definen.

9.1.1 Capital fijo

El capital fijo total está constituido por todas las inversiones permanentes necesarias para el desarrollo y operación de la planta. Incluye aquellos bienes de uso que mantienen su valor a lo largo del tiempo y que no se consumen durante el proceso productivo, tales como edificios, instalaciones, equipos y servicios complementarios [1]. Para mejor entendimiento, se presenta la figura N°9.1.1 donde se pueden observar las partes que componen al capital fijo y que detallaremos a continuación

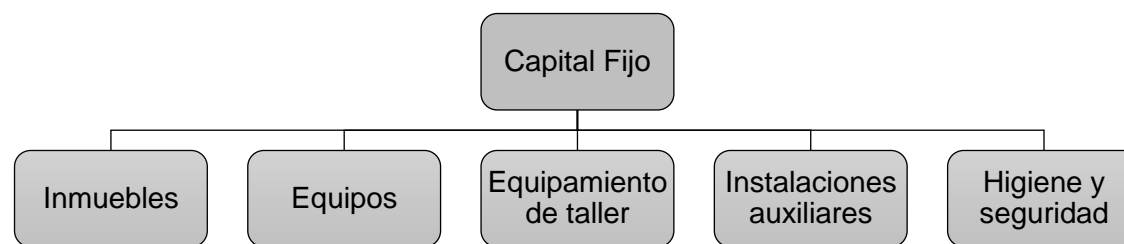


Figura N°9.1.1 Componentes del capital fijo para este proyecto

Este rubro representa el esfuerzo de inversión inicial requerido para disponer de la infraestructura y equipamiento que permitan llevar adelante el proceso en condiciones operativas, seguras y eficientes.

A continuación, se desarrollan punto por punto los distintos componentes que integran el capital fijo total: inmuebles, equipos de proceso, equipos de laboratorio, instalaciones auxiliares, automatización y control, higiene y seguridad, rodados, servicios de apoyo, equipamiento del taller y equipamiento de oficina y administración. Cada uno de estos ítems se analiza de manera individual, describiendo su función dentro de la planta y la metodología adoptada para la estimación de su costo.

9.1.1.1 Inmueble

El ítem Inmueble comprende todas las obras civiles e infraestructuras necesarias para el funcionamiento integral de la planta. Incluye tanto las construcciones principales destinadas a la producción, almacenamiento y administración, como las edificaciones complementarias destinadas a servicios auxiliares, mantenimiento e infraestructura para el personal

La estimación de los costos asociados a este rubro se realizó a partir de diferentes fuentes de información, con el fin de obtener valores representativos del contexto local. En particular, el valor del terreno se estimó mediante un relevamiento de precios de mercado [2] de lotes ubicados en zonas próximas al emplazamiento seleccionado en el capítulo de localización. En particular, el costo del galpón metálico se estimó a partir de referencias comerciales orientativas de proveedores del rubro, tomando como base valores de mercado informados por la empresa Estructuras DiCarlantonio [3], utilizados como aproximación preliminar.

Los costos correspondientes a paredes, pisos, sanitarios, oficinas, sala de hornos y cierre perimetral se tomaron de la Revista Vivir Urbano – Edición N.º 89 [4], publicación especializada en construcción de la provincia de San Luis, cuyos valores originales en pesos fueron convertidos a dólares considerando un tipo de cambio de referencia de 1 USD = 1.500 ARS. Finalmente, el costo de forestación se estimó a partir de consultas a proveedores y referencias disponibles en sitios web del rubro [5].

Sobre la inversión base en inmuebles se aplicó un factor de corrección del 10 % destinado a contemplar costos indirectos asociados al transporte de materiales, logística de obra y tareas de montaje, de acuerdo con criterios usuales empleados en estudios de prefactibilidad de proyectos industriales [1].

A continuación, se presenta la tabla N°9.1.1, donde se detallan las construcciones previstas para el proyecto, sus características principales y el valor estimado de inversión asociado a cada una de ellas.

Tabla N°9.1.1. Detalles sobre los inmuebles

Inmueble	Superficie (m²)	Precio (USD/m²)	Total (USD)
Terreno*	300	92	27.600
Galpón**	200	50	10.000
Paredes***	180	22	3.960
Piso***	200	30,15	6.030
Sanitarios y vestuarios***	14	900	12.600
Oficinas de administración***	12	750	9.000
Sala de hornos***	42	22	528
Cierre perimetral***	200	13,5	2.700
Forestación****	25	10	250
Inversión en inmuebles			72.668
10% adicional como factor de corrección por transporte e instalación*****			7.266,8
TOTAL INMUEBLES			79.934,8

* Relevamiento de mercado inmobiliario local [2].

** Referencia comercial orientativa de proveedores del rubro [3].

** Valores tomados de Revista Vivir Urbano, Ed. 89 [4].

*** Forestación estimada a partir de consultas web [5].

**** De acuerdo con metodologías de estimación de costos indirectos en proyectos industriales [1].

9.1.1.2 Equipos

Comprende todos los bienes de uso que intervienen directamente en el proceso productivo y que permiten materializar las operaciones definidas en la ingeniería del proceso. Estos equipos son los que se encuentran representados en el diagrama de flujo de procesos (DFP) del capítulo 6 y constituyen los elementos esenciales para llevar adelante las etapas de impregnación, secado, calcinación, recuperación de soluciones y ensamblaje del reactor catalítico.

A continuación, se presenta la tabla 9.1.2, donde se detallan los equipos seleccionados para el proceso y el valor estimado de inversión para cada uno, los cuales fueron estimados a partir de los *data sheets* desarrollados en el capítulo 7, considerando precios promedio representativos de mercado para equipos de características equivalentes, sin fijar un proveedor comercial específico.

Tabla N°9.1.2. Detalles sobre los equipos

Equipos	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Equipo de aire comprimido	1	5.000	5.000
Tanque con agitación	1	3.000	3.000
Bomba Centrífuga	2	2.000	4.000
Cuba	1	8.000	8.000
Horno de secado	1	14.670	14.670
Horno de calcinación	1	24.560	24.560
Tanque disposición	3	100	300
Inversión en equipos			63.727
10% por transporte			6.372
TOTAL EQUIPOS			70.099

9.1.1.3 Equipos del taller

El equipamiento del taller incluye todas las herramientas y dispositivos necesarios para la realización de tareas de ensamblaje, ajuste y mantenimiento de los reactores durante la etapa final del proceso productivo. El trabajo está destinado a actividades de manipulación mecánica, montaje de componentes, fijación de módulos y conexión de accesorios estructurales o de control.

La inversión se limita a herramientas de uso industrial estándar, seleccionadas en función de las dimensiones del reactor, los materiales involucrados y los requerimientos de seguridad laboral. A continuación, se presenta la tabla 9.1.3 donde se listan los principales equipos del taller, junto con sus especificaciones y valor estimado de inversión. Los valores unitarios de equipamiento de taller reflejan estimaciones referenciales de mercado obtenidas de ferreterías y tiendas de herramientas online en Argentina durante 2025. Estos precios representan rangos típicos para equipos y herramientas especializadas, utilizados como base para dimensionar el equipamiento necesario sin constituir cotizaciones específicas de proveedores particulares [6-7].

Tabla N°9.1.3. Detalles sobre los equipos del taller

Equipos	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Taladro percutor industrial	1	180	180
Amoladora angular (115–125 mm)	1	100	100
Set de llaves combinadas (8–32 mm)	1	100	100
Carro hidráulico / zorras	1	400	400
Banco de trabajo con morsa	1	50	50
Atornillador eléctrico	1	50	50
Juego de destornilladores aislados	1	30	30
Herramientas de corte manual (sierras, limas)	1	20	20
Inversión en equipos			930
10% por transporte			93
TOTAL TALLER			1.023

9.1.1.4 Instalaciones auxiliares

Las instalaciones auxiliares representan los servicios básicos que permiten el funcionamiento seguro y continuo de la planta, complementando a los equipos principales de proceso. Su alcance incluye la red de agua y la instalación eléctrica, cuyos componentes fueron dimensionados en función de las necesidades operativas, el tamaño del galpón y el consumo estimado de los equipos. No se incluye red de gas natural debido a que los requerimientos térmicos del proceso se satisfacen mediante equipos eléctricos, por lo que la planta se concibe para operar íntegramente con suministro eléctrico, simplificando la infraestructura y los aspectos de seguridad asociados.

Si bien estas instalaciones no participan directamente en las etapas productivas, su presencia es indispensable para asegurar la operatividad, la seguridad y el mantenimiento adecuado del sistema. A continuación, se presentan los costos estimados asociados a cada una de ellas, detallados en la Tabla 9.1.4, los cuales forman parte del capital fijo total de la planta. La red de agua potable y sanitaria se dimensionó para abastecer servicios, limpieza y usos operativos menores. La estimación de costos de esta infraestructura se realizó a partir de los valores

de referencia publicados en la Revista Vivir Urbano, Edición N.º 89 [4]. Por su parte, la instalación eléctrica incluye el tablero general, canalizaciones, bandejas portacables, cableado, tomas trifásicos y monofásicos, iluminación LED industrial y sistema de puesta a tierra. Los costos de materiales eléctricos se estimaron a partir de precios de mercado obtenidos de catálogos y referencias comerciales disponibles en línea [8-9]. La mano de obra correspondiente se estimó utilizando los valores orientativos publicados por la Asociación Argentina de Instaladores Electricistas [10].

Tabla N°9.1.4. Detalles sobre las instalaciones auxiliares

Equipos	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Instalación sanitaria: Tanque, c/2 canillas serv., colector c/3 bajadas*	1	343	343
Mano de obra instalación*	1	140	140
Instalación sanitaria: Baño, cloaca, agua, ventilac. Grifería, sanitarios*	1	2.267	2.267
Mano de obra instalación*	1	1.007	1.007
Subtotal red de agua			3.757
Materiales eléctricos necesarios (tablero eléctrico, toma corriente, inst. cableado, PAT)**	1 conjunto	700	700
Mano de obra instalación***	1	308	308
Iluminación LED industrial**	8	20	160
Mano de obra instalación***	1	132	132
Subtotal instalación eléctrica			1.300
Inversión en instalaciones auxiliares			5.057
Costos no previstos (10%)			505,7
TOTAL instalaciones auxiliares			5.562,7

* Valores tomados de Revista Vivir Urbano, Ed. 89 [4].

** Valores estimados a partir de consultas web [8-9].

*** Valores tomados por costos orientativos de mano de obra para instalaciones eléctricas en Argentina [10].

9.1.1.5 Higiene y seguridad

La infraestructura de higiene y seguridad constituye un componente esencial del capital fijo, ya que permite garantizar condiciones adecuadas de operación, reducir riesgos inherentes al proceso y cumplir con la normativa vigente aplicable a establecimientos industriales [11]. En el presente diseño se incorporan aquellas medidas mínimas necesarias para el tipo de actividades que se desarrollan en la planta, considerando la manipulación de soluciones químicas, la operación de equipos eléctricos y la presencia de áreas de calentamiento de materiales. La estimación de los costos asociados a los elementos de higiene y seguridad se realizó a partir de valores de referencia de mercado obtenidos mediante relevamientos en catálogos comerciales disponibles en línea [12-13]. Esto queda reflejado en la siguiente tabla 9.1.5.

Tabla N°9.1.5. Detalles sobre higiene y seguridad

Equipos	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Ducha y lavaojos de emergencia	1	400	400
Matafuegos 10kg ABC	7	100	700
Cartelería de seguridad	10	5	50
Elementos de seguridad para el personal (calzado, ropa de trabajo, casco, lentes y guantes)	6	93	558
Inversión en instalaciones de seguridad			1.708
Adicional por transporte o imprevistos (10%)			170,8
TOTAL instalaciones de seguridad			1.878,8

9.1.1.6 Servicios de apoyo

Los servicios de apoyo comprenden aquellos gastos indirectos necesarios para la puesta en funcionamiento del proyecto, que no se encuentran asociados a equipos o infraestructura física. En esta categoría se incluyen los gastos de constitución de la sociedad, los servicios de ingeniería básica y de detalle, y los costos vinculados a la puesta en marcha.

En la presente evaluación económica no se consideran gastos asociados a la constitución de una sociedad comercial, dado que el proyecto se desarrolla en el marco institucional del INTEQUI-CONICET [14], entidad ya conformada legalmente y que actúa como soporte

técnico-administrativo del emprendimiento. En la actualidad, se está realizando la conformación jurídica de la empresa de base tecnológica, AirEnvTech S.A.S.

En cuanto a los gastos de ingeniería, los valores típicos suelen ser del orden del 5% del costo correspondiente a inmueble, equipos e instalaciones auxiliares según bibliografía específica para proyectos de este tipo [1]. Sin embargo, en este caso la ingeniería conceptual, el diseño básico y la asistencia técnica son provistos internamente por profesionales del INTEQUI, por lo que se adopta un valor representativo reducido, del orden del 2%, que refleja únicamente tareas de supervisión, revisión y adecuación técnica durante el montaje.

Finalmente, en cuanto a la puesta en marcha, la bibliografía sugiere un valor aproximado de 15% del costo operativo mensual, orientado a cubrir consumos iniciales y tiempo de ajuste del proceso.

Tabla N°9.1.6. Detalles de servicio de apoyo

Detalle	Cálculo	Costo (USD)
Gastos de constitución del tipo de sociedad elegido	N/A	N/A
Gastos de ingeniería	$155.596^* \times 0,02$	3112
Puesta en marcha	$14.549,7^{**} \times 0,15$	2182,5
TOTAL servicios de apoyo		5.294,5

* Suma de los valores totales de las tablas 9.1.1, 9.1.2 y 9.1.4

** Valor total de la tabla 9.1.14 sin incluir el fondo de reserva

9.1.1.7 Algunos capitales que se omitieron

Dado que la unidad de producción se concibe como una expansión o desprendimiento funcional del INTEQUI, una porción de la inversión en activos fijos no será imputada al capital de arranque del proyecto.

El equipamiento preexistente, que se integra operativamente, será considerado un aporte de capital no monetario por parte de la entidad matriz. Específicamente, se excluyen del cálculo del Capital Fijo: un rodado destinado al transporte de personal técnico, el equipamiento completo del edificio de administración, y una parte sustancial del material de laboratorio para control de calidad.

Consecuentemente, la responsabilidad de destinar los recursos financieros para el mantenimiento preventivo, la actualización tecnológica o la reposición de dichos activos recaerá sobre la gestión presupuestaria global de INTEQUI.

9.1.1.8 Capital fijo total

La inversión total en activos fijos del proyecto se obtiene mediante la sumatoria de todas las inversiones en bienes tangibles requeridos para la operación. A continuación, se presenta un resumen consolidado de los valores calculados en las secciones 9.1.1.1 a 9.1.1.7, que conforman el Capital Fijo Total a ser financiado por la empresa.

Tabla N°9.1.7. Detalle del capital fijo total

Detalle	Total (USD)
Inmuebles	79.934,8
Equipos	70.099
Equipamiento de taller	1.023
Instalaciones auxiliares	5.562,7
Higiene y seguridad	1.878,8
Servicios de apoyo	5.294,5
TOTAL	163792,8

9.1.2 Capital de trabajo

El capital de trabajo representa los recursos necesarios para sostener la operación de la empresa en sus primeras etapas de funcionamiento, permitiendo cubrir los compromisos operativos antes de que se generen ingresos por ventas. Desde un punto de vista práctico, se asocia al capital adicional —distinto de la inversión en activo fijo y diferido— requerido para financiar la primera producción, incluyendo la adquisición de materias primas, el pago de la mano de obra directa, la concesión de crédito comercial en las ventas iniciales y la disponibilidad de efectivo para afrontar los gastos corrientes de la empresa [1].

En el presente proyecto, el capital de trabajo se limita al activo circulante, sin considerar el pasivo corriente en su determinación. Esto se debe a que la estructura financiera del emprendimiento se aborda posteriormente mediante un esquema global de financiamiento, evitando la doble contabilización de deudas de corto plazo. De este modo, el capital de trabajo se define como el monto necesario para asegurar la continuidad operativa durante el período de arranque de la planta.

Para comprender mejor que representa el capital de trabajo se puede observar la siguiente figura 9.1.2

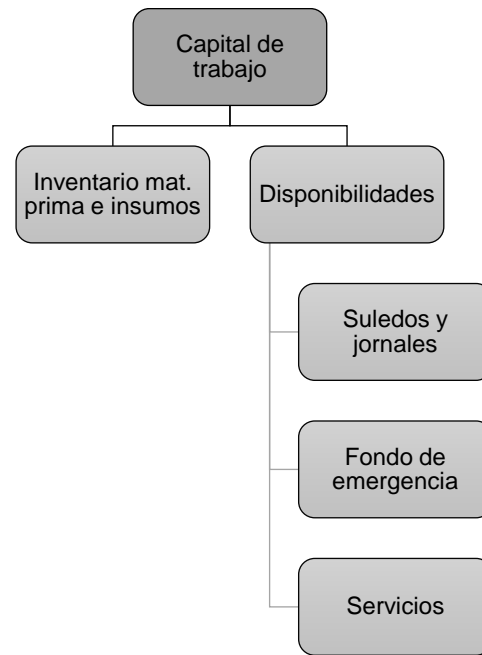


Figura N°9.1.2 Componentes del capital de trabajo

9.1.2.1 Inventario de la materia prima e insumos

Comprende el conjunto de materiales necesarios para iniciar y sostener el proceso productivo, incluyendo soluciones precursoras, elementos auxiliares y consumibles operativos. Su función es garantizar la disponibilidad continua de todos los insumos requeridos durante un ciclo de producción, evitando interrupciones y permitiendo una planificación estable del proceso.

En la Tabla 9.1.8 se detallan las materias primas e insumos considerados para la puesta en marcha y operación inicial del proceso. El horizonte que se establece para inventario es a 60 días, del capítulo 6 (estudio de mercado), se concluyó una demanda de 1,25 reactores/mes, para fines prácticos se redondea la demanda a 60 días de 3 reactores, manteniendo de todos modos una demanda anual de 15 reactores por año

Tabla N°9.1.8. Materia prima e insumos requeridos

Descripción	Unidad	Cantidad requerida por 60 días	Calculo	Costo por reactor (USD)	Costo total a 60 días (USD)
Reactor	Unidad de reactor	3	$1,25 \times 2 = 2,5$ redondeo a 3	-	-
Módulos	Unidad de monolitos	1500	3 reactores x 500 monolitos	5.000	15.000
Solución de Alúmina (Nyacol)	m ³	10,125	$3 \times 3,375$ m ³	50.000	150.000
Acetato de Manganeso (II) Tetrahidrato	kg	6	3 x 2kg	100	300
Acetato de Cobre (II) Monohidrato	kg	0,75	3 x 0,25kg	25	75
Agua bidestilada	m ³	10,125	$3 \times 3,375$ m ³	675	2.025
Material aislante para el reactor	m ²	27	3 x 9 m ²	243	729
Jaula estructural	unidad	3	3 x 1 unidad	350	1.050
Calentador	unidad	3	3 x 1 unidad	3.000	9.000
Impulsor de aire	unidad	3	3 x 1 unidad	4.500	13.500
Sistema de control	Unidad	3	3 x 1 unidad	1.000	3.000
Cabina	Unidad	3	3 x 1 unidad	2.000	6.000
TOTAL Inventario de materias primas e insumos					200.679

9.1.2.2 Disponibilidades

Las disponibilidades corresponden a los fondos líquidos necesarios para cubrir gastos inmediatos durante el inicio de la operación, incluyendo sueldos y jornales, servicios generales y un fondo de contingencia para atender eventuales imprevistos operativos

9.1.2.3 Sueldos y jornales

Dado que el proyecto se estructura como una unidad operativa asociada al INTEQUI-CONICET, las funciones de dirección técnica, ingeniería, administración, compras, contaduría y RRHH son provistas por el Instituto como parte del convenio de cooperación institucional. Por lo tanto, estas funciones no representan un costo salarial para el proyecto y no se imputan dentro de Sueldos y Jornales, el detalle de esto se puede observar en la tabla 9.1.9.

Tabla N°9.1.9. Detalle del personal aportado por INTEQUI

Cargo	Cantidad	Salario mensual (USD)	Total, mensual (USD)	Total, anual (USD)
Director	1	0	0	0
Ingeniero de procesos	1	0	0	0
Administración	1	0	0	0
Contaduría	1	0	0	0
Nota: El personal indicado pertenece a la estructura del INTEQUI-CONICET, por lo que su costo laboral no es imputado al proyecto productivo				

La mano de obra que sí debe contratarse corresponde exclusivamente a las tareas operativas de fabricación de módulos catalíticos, operación de los equipos, control de parámetros y ensamblado del reactor final. Estos puestos y el monto asociado se detallan en la tabla 9.1.10. Los sueldos se calcularon a partir de una estimación basada en un relevamiento de mercado laboral, utilizando como referencia rangos salariales publicados en plataformas de empleo técnico-industrial como [15-16], adecuados al nivel de prefactibilidad del proyecto. También, los costos asociados a seguridad e higiene, medicina laboral y servicios de limpieza se estimaron a partir de referencias de mercado obtenidas mediante relevamientos en plataformas especializadas y sitios institucionales [17-19].

Tabla N°9.1.10. Mano de obra necesaria para producir los primeros 60 días.

Cargo	Cantidad	Salario mensual (USD)	Total, mensual (USD)	Total, anual (USD)
Operarios calificados*	2	800	1.600	20.800
Técnico de planta*	1	900	900	11.700
Operario de ensamblaje*	2	800	1.600	20.800
Subtotal 1			4.100	53.500
Adicionales 45%**			1.845	23.985
Subtotal 2 (Subtotal 1 + adicionales)			5.945	77.285
Servicios contratados				
Seguridad e Higiene***			200	2.400
Medicina laboral***			200	2.400
Limpieza***	2	400	800	9.600
Subtotal 3			1.200	22.140
Total, sueldos y jornales (Subtotal 2 + Subtotal 3)			7.145	93.480
Total, sueldos y jornales (60 días)			14.290	-

* Relevamiento web en páginas búsqueda de empleo calificado [15-16]

** Valor sugerido por bibliografía [1]

*** Valores calculados por relevamiento del mercado de servicios a empresas [17-19]

9.1.2.4 Fondo de reserva para emergencia

Con el fin de asegurar la continuidad operativa frente a contingencias menores y gastos imprevistos, se incorpora un fondo de reserva de valor del 2% del capital fijo invertido según bibliografía [1]. En la siguiente tabla 9.1.11 se muestra el valor adoptado y el criterio utilizado para su determinación.

Tabla N°9.1.11. Fondo de reserva

Detalle	Total (USD)
2% Capital fijo total*	3.275,8

* Tabla N°9.1.7

9.1.2.5 Servicios

El consumo energético asociado a los equipos principales del proceso y al suministro general del edificio representa un componente relevante dentro de las disponibilidades. Para estimar su impacto económico se consideran los consumos específicos por reactor y los costos unitarios correspondientes, obtenidos del capítulo 7 de este trabajo. El costo unitario de la energía eléctrica se estimó a partir de valores de referencia del mercado mayorista [20] para el cálculo tarifario. El consumo energético del área administrativa y de servicios se estimó a partir de la potencia instalada en equipos informáticos, iluminación, climatización y agua caliente sanitaria, considerando una jornada de 8 h/día y 22 días mensuales. Dado que no forma parte directa del proceso productivo, su contribución resulta secundaria frente al consumo de los equipos de proceso, dominado principalmente por los hornos de secado y calcinación, compresores y bombas.

La Tabla 9.1.12 presenta el cálculo detallado del requerimiento eléctrico mensual, bimestral (60 días) y anual, considerando un ritmo de producción de 1,5 reactores por mes, equivalente a 3 reactores cada 60 días y 15 reactores por año.

Tabla N°9.1.12. Cálculo del consumo energético de la planta

Descripción	Consumo (kWh)	Consumo (kWh/reactor)	Costo unitario (USD/kWh)	Costo por reactor (USD)	Costo mensual (USD)	Costo total por 60 días (USD)	Costo anual (USD)
Horno de secado al vacío	9,36	1.404	0,106	148,82	223,23	446,46	2.232,3
Mufla de calcinado	30,0	540		57,24	85,86	171,72	858,6
Compresor de aire	3,0	8,95		0,949	1,425	2,847	14,23
Tanque Agitado	0,75	4,5		0,477	0,715	1,431	7,155
Bombas centrifugas (dos unidades)	3,0 por 2 = 6,0	12,0		5,088	7,632	15,264	76,32
Cuba de inmersión	4,0	24,0		2,544	3,816	7,632	38,16
Oficina de administración y sanitarios (agua caliente)	800 kWh/mes			-	84,8	169,6	1.017,6
TOTALES				215,12	407,5	814,9	4.244,3

El proceso productivo requiere, además, un volumen determinado de agua destinado a tareas de limpieza y acondicionamiento de equipos. El costo del agua se estimó a partir de una factura del servicio sanitario correspondiente a la ciudad de Villa Mercedes, provisto por Obras Sanitarias Villa Mercedes [21]. Considerando un rango de consumo doméstico típico (5–10 m³) y el importe facturado, se obtuvo un costo aproximado de 2 USD/m³, valor que se utilizó como referencia para estimar el consumo de agua del proceso. La tabla 9.1.13 cuantifica el consumo diario y mensual, junto con el costo asociado para el período de 60 días considerado.

Tabla N°9.1.13. Cálculo del consumo de agua de servicio

Descripción	Consumo (m3/día)	Costo Unitario (USD/m3)	Costo Diario (USD)	Costo Mensual (USD)	Costo Total 60 días (USD)
Agua para limpieza	2	2	4	120	240

* Valor obtenido de empresa Argentina AySA [21]

9.1.2.6 Tratamiento de efluentes

Por último, se incluye dentro de los servicios el tratamiento de los efluentes líquidos generados durante la producción, dado que la planta no cuenta con un sistema propio para su tratamiento. En consecuencia, estos efluentes deben ser almacenados y retirados periódicamente por un operador habilitado para su gestión y disposición final.

Por cada reactor producido se genera un efluente líquido proveniente principalmente de las etapas de impregnación del soporte y del catalizador, lo que permite estimar la cantidad total de efluentes generados. Para la estimación del costo de tratamiento de efluentes se tomaron como referencia tarifas de servicios de retiro y tratamiento de residuos industriales provistas por la empresa Ecochem S.A., con operación en la ciudad de San Luis [22].

En la siguiente tabla se presentan las cantidades de efluentes generadas por reactor (ver Capítulo 6) y los costos estimados asociados a su tratamiento.

Tabla N°9.1.14 Estimación de los valores de efluentes para 60 días

Descripción	Generación (kg/reactor)	Generación*** (L/reactor)	Costo Unitario (USD/L)	Costo Mensual (USD)	Costo Total 60 días (USD)
Efluentes generados en impregnaciones	1.185,4*	1.185,4	0,22	260,8	782,4
Efluentes de lavados de equipos	1.232**	1.232		271,04	813,1
Total	2.418,4	2.418,4		531,8	1595,5
20% adicional por transporte				106,4	319,1
Total efluentes				638,2	1914,6

* Sumatoria del valor de efluentes de tablas 6.3.3 y 6.3.4 del capítulo 6.

** Valor estimado considerando 11 lavados con un volumen de agua del 20% de la capacidad de la cuba.

*** Se considera densidad de las soluciones igual a la densidad del agua por ende igual a 1kg/L

9.1.2.7 Total disponibilidades

Con el objeto de obtener una visión consolidada de los recursos necesarios para iniciar la operación, se integran los costos correspondientes a mano de obra, servicios, energía, agua y fondo de reserva. La Tabla 9.1.15 muestra el monto total estimado de disponibilidades requerido para un horizonte de 60 días.

Tabla N°9.1.15. Detalle del total de disponibilidades

Descripción	Monto Total (USD)
Sueldos y jornales (60 días)	14.290
Electricidad (60 días)	814,9
Agua para limpieza (60 días)	240
Retiro de efluentes (60 días)	1914,6
Fondo de reserva	3.275,8
TOTAL DISPONIBILIDADES	20.535,3

9.1.3 Capital total de trabajo

El capital de trabajo del proyecto surge de la combinación del inventario inicial y las disponibilidades requeridas para garantizar la continuidad operativa (ver figura 9.1.2). La Tabla 9.1.16 resume ambos componentes y presenta el valor final del capital de trabajo necesario para la puesta en marcha.

Tabla N°9.1.16. Detalle del capital total de trabajo

Descripción	Monto Total (USD)
Inventario	200.679
Disponibilidades	20.535,3
Capital Total de trabajo	221.214,3

9.1.4 Capital total a invertir

Finalmente, el capital total a invertir resulta de la suma del capital fijo y del capital de trabajo previamente estimados (figura 9.1.3). La Tabla 9.1.17 siguiente presenta el monto total requerido para la ejecución integral del proyecto y el inicio de operaciones.

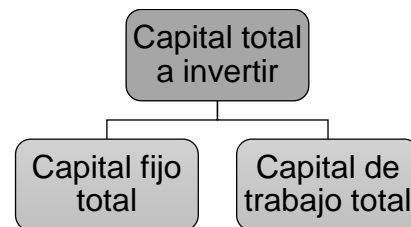


Figura N°9.1.3 Composición del capital total a invertir

Tabla N°9.1.17. Detalle del capital total a invertir

Descripción	Monto Total (USD)
Capital fijo total	163.792,8
Capital de trabajo total	221.214,3
Capital total a invertir	385.007,1

9.2 Costos

La determinación de los costos asociados al proceso productivo constituye un aspecto central para evaluar la viabilidad económica del proyecto. En este apartado se identifican, clasifican y cuantifican todos los gastos necesarios para la fabricación del reactor, considerando tanto los insumos directamente vinculados con la producción como aquellos recursos operativos indispensables para asegurar el funcionamiento continuo de la planta.

9.2.1 Clasificación de los costos

En este apartado se distinguen dos categorías principales: **costos variables**, que dependen directamente del volumen producido y aumentan o disminuyen proporcionalmente al nivel de actividad; y **costos fijos**, que permanecen relativamente constantes dentro del rango operativo considerado, independientemente de la producción [1]. Se observa en la figura 9.2.1 y es la distinción constituye la base para la posterior estimación del costo unitario de fabricación, el análisis del punto de equilibrio y la evaluación integral de la rentabilidad del proceso.

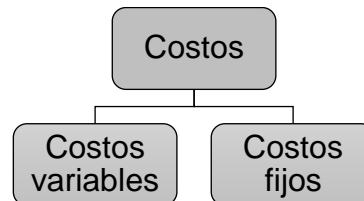


Figura N°9.2.1 Jerarquización de los costos

9.2.2 Costos variables

Los costos variables representan aquellos gastos que se modifican en función directa del nivel de producción. Aumentan cuando incrementa la cantidad de unidades fabricadas y disminuyen cuando la producción se reduce. Dentro de esta categoría se incluyen los consumos de materia prima e insumos, el agua utilizada en las operaciones de limpieza, la energía eléctrica asociada al funcionamiento de los equipos, los combustibles necesarios para ciertos servicios y la mano de obra directa involucrada exclusivamente en las tareas productivas. La clasificación de los costos variables se puede observar la siguiente en la figura 9.2.2.

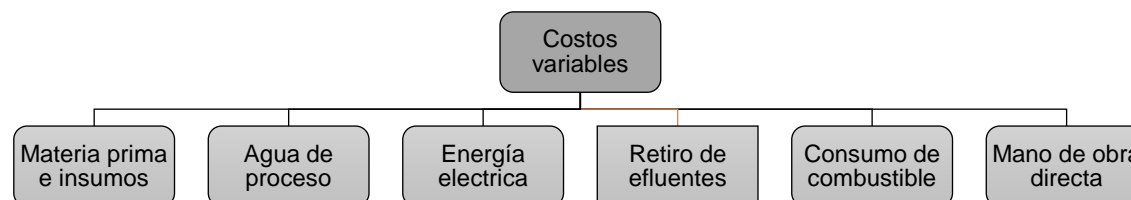


Figura N°9.2.2 Desglose de los costos variables

9.2.2.1 Materia prima e insumos

Los costos variables asociados a materias primas se determinan a partir de los requerimientos específicos del proceso productivo por reactor y del ritmo de producción definido para la planta. Si bien en el punto anterior de capital de trabajo se presentó una tabla de inventario de insumos correspondiente a un período operativo de 60 días, en este apartado se reformula dicha información con un enfoque económico, expresando los consumos y costos en base anual, a fin de integrarlos al cálculo de los costos de producción.

En este sentido, la Tabla 9.2.1 resume las cantidades anuales de materias primas requeridas y su costo asociado, considerando una producción de 15 reactores por año. Los valores de materia prima e insumos se consiguen a partir del capítulo 3 cuando se definió la ingeniería de producto.

Tabla N°9.2.1. Costos de materia prima e insumos

Descripción	Unidad	Costo unitario (USD)	Cantidad por reactor	Costo por reactor (USD)	Costo anual (USD)
Módulos	Unidad	10/unidad	500	5.000	75.000
Solución de Alúmina (Nyacol)	m ³	14.815/ m ³	3,375	50.000	750.000
Acetato de Manganeso (II) Tetrahidrato	kg	50/kg	2	100	1.500
Acetato de Cobre (II) Monohidrato	kg	100/kg	0,25	25	375
Agua bidestilada	m ³	200/ m ³	3,375	675	10.125
Material aislante para el reactor	m ²	27/ m ²	9 m ²	243	3.645
Jaula estructural	Unidad	350	1	350	5.250
Calentador	Unidad	3.000	1	3.000	45.000
Impulsor de aire	Unidad	4.500	1	4.500	67.500
Sistema de control	Unidad	1.000	1	1.000	15.000
Cabina	Unidad	2.000	1	2.000	30.000
TOTAL				66.893	1.003.395

9.2.2.2 Agua de proceso

El consumo de agua del proceso corresponde principalmente a tareas de limpieza, acondicionamiento de equipos, saneamiento del personal y servicios auxiliares asociados a la operación. En el apartado de capital de trabajo, se cuantificó el requerimiento hídrico para un período de 60 días con fines de estimación operativa. En el presente apartado, dicho consumo se proyecta a escala anual, permitiendo evaluar su impacto económico dentro de los costos variables de producción.

El costo unitario del agua se estimó utilizando los valores previamente adoptados en el análisis de capital de trabajo [21]. La Tabla 9.2.2 presenta el consumo anual de agua y el costo correspondiente en función del volumen requerido por reactor y del régimen de producción de la planta.

Tabla N°9.2.2. Costos de agua de proceso

Descripción	Costo unitario (USD/m ³)	Consumo por reactor (m ³)	Costo por reactor (USD)	Costo anual (USD)
Agua para limpieza y acondicionamiento	2*	2	4	60
Saneamiento del personal y servicios auxiliares		0,5	1	15
Total				75

*Estimado a partir de valores de Obras Sanitarias Villa Mercedes [21].

9.2.2.3 Energía eléctrica

La energía eléctrica constituye uno de los principales insumos variables del proceso, debido al funcionamiento de los equipos principales, sistemas auxiliares y servicios generales del edificio. En capítulos previos se estimó el consumo eléctrico para un período de 60 días con fines de dimensionamiento operativo. En el presente apartado, dicho consumo se proyecta a escala anual, permitiendo evaluar su impacto económico dentro de los costos variables de producción.

El costo unitario de la energía se estimó a partir de los valores de referencia del mercado eléctrico utilizados por CAMMESA [20], previamente adoptados en el análisis de capital de trabajo. La Tabla 9.2.3 presenta el requerimiento anual de energía eléctrica y su costo asociado, calculado en función del consumo específico por reactor y del régimen de producción de la planta.

Tabla N°9.2.3. Costos de energía eléctrica

Electricidad	Costo unitario (USD/kWh)	Consumo por reactor (kWh)	Costo por reactor (USD)	Costo anual (USD)
Equipos	0,106*	2.029,4	215,1	3.226,7
Oficina de administración y sanitarios				1.017,6
Total				4.244,3

*Estimado a partir de valores de Cammesa [20].

9.2.2.4 Retiro de efluentes de producción

En capítulos previos se estimó la cantidad de efluentes generados por reactor en función de los balances de masa del proceso. En el presente apartado, dicha generación se proyecta al régimen de producción considerado para la planta, con el objetivo de cuantificar el costo asociado a su gestión dentro de los costos operativos. El valor unitario de tratamiento se estimó a partir de información de referencia correspondiente a servicios reales de gestión de residuos líquidos industriales en la provincia de San Luis [22].

La Tabla X.X presenta la estimación de efluentes generados y el costo asociado a su tratamiento, calculado a partir de la generación específica por reactor y del volumen total producido durante el período considerado. De esta manera, se incorpora al análisis económico un costo operativo adicional necesario para garantizar una adecuada gestión ambiental del proceso.

Tabla N° 9.2.4 Costos de retiro de efluentes

Descripción	Costo unitario (USD/m ³)	Generación por reactor (L)	Costo por reactor (USD)	Costo anual (USD)
Efluentes generados en impregnaciones	0,22	1.185,4	260,8	3.912
Efluentes de lavados de equipos		1.232	271,04	4.065,6
Total			531,8	7.977
20% adicional por transporte			106,4	1.596
Total			638,2	9.573

9.2.2.5 Consumo de combustible por transporte del producto

Para estimar el costo de combustible asociado a la entrega e instalación de cada reactor, se adoptaron una serie de supuestos operativos que permiten aproximar de manera razonable el gasto vinculado al transporte. Se considera que la empresa cuenta con un camión propio destinado exclusivamente al traslado del reactor y sus accesorios hasta el sitio de instalación, complementado por una camioneta o automóvil utilizado por el personal técnico encargado del montaje en campo.

La distancia recorrida por unidad de reactor se estimó en 1.580 km, valor que surge de considerar un recorrido de ida y vuelta entre la ciudad de San Luis y la Ciudad Autónoma de Buenos Aires, asumida como un destino representativo para la comercialización e instalación de los equipos. Este criterio no pretende describir un caso único, sino adoptar una distancia media de referencia, que contempla tanto entregas de menor alcance como posibles instalaciones a mayor distancia.

A partir de esta distancia, del rendimiento estándar de los vehículos [23] y de los precios unitarios de combustible [24], en la tabla 9.2.5 se calculó el consumo y costo asociado al transporte por reactor, que luego se proyecta al régimen de producción anual de la planta.

Tabla N°9.2.5. Costos combustibles

Descripción	Consumo L/100 km*	Tipo de combustible	Precio del litro*	Km a realizar	Costo por reactor	Costo anual
Camión	15	Diesel	1,06USD / L	1.580 km	251,22	3.768,3
Automóvil	8	Nafta super	1,08USD / L	1.580 km	136,5	2.047,6
Total					387,72	5815,9

*Valores estándares según búsqueda en web [23].

**Precio del combustible promedio de distintas marcas comerciales, en USD [24].

9.2.2.6 Mano de obra directa

La mano de obra directa corresponde al personal afectado a las tareas operativas de fabricación de los módulos catalíticos, operación de equipos, control de parámetros del proceso y ensamblado del reactor final. En el análisis previo de capital de trabajo se estimaron los requerimientos de personal y los salarios asociados para un período operativo de 60 días, a partir de valores relevados en portales de empleo [15-16].

En el presente apartado, dicha información se proyecta a escala anual, permitiendo incorporar el costo de la mano de obra directa dentro de los costos variables de producción. La Tabla 9.2.6 resume el número de operarios, las remuneraciones consideradas y el costo anual asociado al régimen de operación de la planta.

Tabla N°9.2.6. Costos de mano de obra directa

Puesto	Cantidad	Sueldo mensual total puesto*	Sueldo anual
Operarios calificados	2	1.600	20.800
Técnico de planta	1	900	11.700
Operario de ensamblaje	2	1.600	20.800
Total	4	4.100	53.300

*Valores reportados en portales de empleo para puestos similares [15-16].

9.2.3 Costos fijos de producción

Los costos fijos de producción comprenden aquellos gastos necesarios para asegurar el funcionamiento continuo de la planta, independientemente del nivel de actividad o del número de unidades fabricadas. A diferencia de los costos variables, estos conceptos no se modifican de manera proporcional con la producción, sino que permanecen relativamente constantes dentro del rango operativo definido para el proyecto. Para entenderlo mejor se puede observar la figura 9.2.3 con la clasificación de los costos fijos.

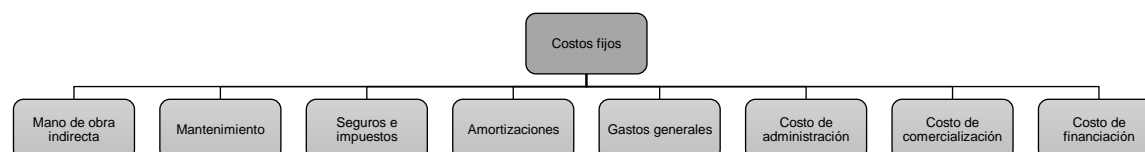


Figura N°9.2.3 Desglose de los costos fijos

9.2.3.1 Mano de obra indirecta

La mano de obra indirecta no se incluye dentro de los costos fijos de producción, dado que estas funciones (supervisión, mantenimiento y soporte operativo) son provistas por personal del INTEQUI-CONICET, institución que asume sus correspondientes remuneraciones. Por lo tanto, dichos recursos no representan un costo operativo para el proyecto y se consideran externos a la estructura económica del proceso.

No obstante, con el fin de evaluar la sensibilidad económico-financiera del proyecto, se plantea la existencia de dos escenarios posibles:

- Escenario A (real): sin considerar la mano de obra indirecta, dado que es provista institucionalmente y no genera erogaciones para el proyecto.
- Escenario B (teórico): incluyendo los costos asociados a la mano de obra indirecta como si debieran ser afrontados por la planta productiva.

Esta distinción permite analizar el impacto potencial que tendría la incorporación de estos recursos sobre los costos totales y los indicadores de rentabilidad (VAN, TIR, punto de equilibrio y período de recuperación), sin alterar la estructura principal del proyecto. Esta propuesta se planteará más adelante en un análisis de sensibilidad.

9.2.3.2 Mantenimiento

El costo de mantenimiento está fuertemente condicionado por el tipo de proceso productivo, la naturaleza de los equipos, las condiciones de operación a las que se encuentran sometidos y el grado de profesionalización con que se ejecutan las tareas de conservación. Procesos con ambientes altamente corrosivos, esfuerzos mecánicos severos o regímenes continuos de alta exigencia requieren partidas de mantenimiento significativamente superiores a aquellas plantas con operación intermitente y equipos de servicio moderado [1].

En el caso del proyecto analizado, la planta no presenta un proceso particularmente agresivo desde el punto de vista químico ni mecánico, y se prevé la utilización de equipamiento nuevo, correctamente dimensionado y operado bajo procedimientos normalizados. En este contexto, resulta razonable adoptar un criterio simplificado para la estimación del mantenimiento.

Siguiendo la guía metodológica de la cátedra de Proyecto Industrial [25], se considera un costo anual de mantenimiento equivalente al 2% del valor total de los equipos instalados (ver en tabla 9.1.2), criterio habitualmente empleado en estudios de prefactibilidad cuando no se dispone de información específica de contratos de servicio o históricos de operación. El valor del costo de mantenimiento se puede observar en la tabla 9.2.7, este valor integra materiales, trabajos tercerizados y reparaciones para las maquinarias y equipos, pero no tiene en cuenta los sueldos de quienes realizan las operaciones, para este proyecto, los operarios calificados y el técnico de planta.

Tabla N°9.2.7. Costos de mantenimiento

Descripción	Costo anual
Costo de mantenimiento (2% costo total de los equipos)	1.401,9

9.2.3.3 Seguros e impuestos

Los costos de seguros e impuestos comprenden los gastos necesarios para proteger los activos de la empresa y cumplir con las obligaciones fiscales y municipales asociadas a la operación de la planta. Dentro de este rubro se incluyen los seguros sobre edificios, instalaciones y equipos, así como tasas y contribuciones aplicables al establecimiento industrial.

Para este proyecto no se dispone de pólizas contratadas ni de una estructura impositiva específica, por lo que resulta adecuado adoptar un criterio de estimación simplificado. En proyectos industriales suele considerarse, de manera orientativa, un valor del orden del 1 % del capital invertido para seguros y un 1 % adicional para impuestos y tasas, lo que conduce a un valor global cercano al 2 % del capital total (ver valor del capital total en tabla 9.1.16), siguiendo la guía metodológica de la cátedra de Proyecto Industrial [25].

Tabla N°9.2.8. Costos de seguros e impuestos

Descripción	Costo anual
Costo de seguros e impuestos (2% del capital total a invertir)	7.700,1

9.2.3.4 Amortizaciones

La amortización representa la asignación sistemática del valor de los bienes de capital a lo largo de su vida útil y constituye un componente esencial dentro de los costos fijos de producción. Su objetivo es reflejar, de manera contable y económica, el desgaste, uso y obsolescencia de los activos afectados al proceso productivo.

Para este proyecto se adopta el **método de la línea recta** [26], el cual distribuye el valor amortizable de cada bien de forma uniforme durante su vida útil. Este método es ampliamente utilizado en estudios de factibilidad por su simplicidad, estabilidad y adecuada representación del deterioro gradual de los activos. El valor residual considerado corresponde al 15% del valor original, en línea con la metodología planteada en la guía. El valor a amortizar se calcula mediante la siguiente fórmula.

$$A = \frac{(\text{Valor Adquisición} - \text{Valor Residual})}{\text{Vida Útil}}$$

En la siguiente tabla se detallan las amortizaciones de este proyecto:

Tabla N°9.2.9. Costo de amortización

Bienes	Valor de adquisición (USD)	Valor Residual (USD)	Vida Útil (años)	Costo de amortización (USD/año)
Equipos	70.099	10.514,85	10	5.958,4
Obras civiles	79.934,8	11.990,22	25	2.717,8
Instalaciones auxiliares	5.562,7	834,4	15	315,2
Equipos de higiene y seguridad	1.878,8	281,8	10	159,7
Equipamiento de taller	1.023	153,45	5	173,9
Costo de amortización				9.325

9.2.3.5 Gastos generales

El rubro de gastos generales comprende aquellos costos indirectos necesarios para el funcionamiento de la planta que no pueden asignarse directamente a una operación específica del proceso. Dentro de este grupo se incluyen, entre otros, los gastos asociados a comunicaciones, seguridad, transporte interno, servicios auxiliares, almacenaje, gestión administrativa básica y apoyo operativo. En ausencia

de una estructura organizativa completamente definida, resulta apropiado estimar estos gastos a partir de un coeficiente sobre la mano de obra directa.

Siguiendo la guía metodológica de la cátedra de Proyecto Industrial [25], en este trabajo se considera un valor equivalente al 20 % del costo de la mano de obra directa, la cual se detalla en la Tabla 9.2.6, como estimación representativa de los gastos generales de operación. Resulta entonces, detallado en la tabla 9.2.10, el costo de gastos generales como:

Tabla N°9.2.10. Costo de gastos generales

Descripción	Costo anual
Gastos generales (20% de la mano de obra)	10.660

9.2.3.6 Costo de administración

No se incluirán los sueldos de administrativos en este apartado por el hecho ya mencionado de que estos forman parte de la estructura organizativa del INTEQUI, lo que si se tendrá en cuenta son los servicios contratados para el proyecto, los cuales se detallan en la siguiente tabla:

Tabla N°9.2.11. Costo de administración

Cargo	Cantidad	Salario (USD)	Total mensual (USD)	Total anual (USD)
Higiene y Seguridad			200	2.400
Medicina Laboral			200	2.400
Limpieza	2	400	800	9.600
Total servicios contratados			1.200	14.400
Papelería y materiales (10% de sueldos contratados)				1.440
Total sueldos administrativos				15.840

9.2.3.7 Costo de comercialización

El costo de comercialización comprende el conjunto de gastos asociados a las actividades necesarias para acercar el producto terminado a los clientes y posibilitar su efectiva colocación en el mercado. Este concepto abarca tanto las acciones destinadas a dar a conocer el producto y captar demanda potencial, como las tareas administrativas y operativas vinculadas con el proceso de venta y entrega.

Dentro de este rubro se incluyen los costos de publicidad y promoción, orientados a comunicar las características y beneficios del reactor a los potenciales usuarios, así como los costos asociados a la gestión comercial, que comprenden visitas a clientes, elaboración de propuestas, tramitación de pedidos y emisión de la documentación correspondiente.

A efectos de simplificar su estimación y en concordancia con los lineamientos metodológicos adoptados [25], el costo de comercialización (tabla 9.2.13) se calcula como un 3% del costo total de fabricación (tabla 9.2.12), el cual se determina a partir de la suma de los costos variables y fijos previamente calculados. Este criterio permite obtener un valor proporcional y representativo del esfuerzo comercial requerido para la inserción del producto en el mercado. A continuación, en la tabla se calculan ambos costos:

Tabla N°9.2.12. Costo de fabricación

Descripción	Costo total (USD)
Materia Prima	1.003.395
Agua de Limpieza	75
Retiro de efluentes	9.573
Energía Eléctrica	4.244,3
Combustibles	5.815,9
Mano de Obra	53.300
Mantenimiento	1.401,9
Seguro e Impuestos	7.700,1
Amortización	9.325
Gastos Generales	10.660
Costo de Administración	15.840
Costo total de fabricación	1.121.330,2

Tabla N°9.2.13. Costo de comercialización

Descripción	Costo total (USD)
Costo de Comercialización (3% Costo de Fabricación)	33.639,9

9.2.3.8 Costo de financiación

El costo de financiación representa las erogaciones derivadas de la obtención de capital externo necesario para afrontar la inversión inicial del proyecto. A fin de financiar la totalidad del capital requerido, se considera la contratación de un crédito bancario.

Para valorar el costo financiero asociado se emplea el método francés de amortización, **caracterizado por el pago de cuotas periódicas constantes a lo largo de todo el plazo del préstamo**. Cada cuota total se compone de dos partes:

- Componente de intereses, calculado sobre el saldo de capital pendiente,
- Componente de amortización, correspondiente a la devolución del capital otorgado.

En este esquema, a medida que transcurre el tiempo, el saldo adeudado disminuye, por lo que el componente de intereses de la cuota decrece, mientras que la porción destinada a amortizar capital aumenta, **manteniéndose constante el valor total de la cuota**.

La tasa de interés nominal anual (TNA) utilizada para valorizar el costo financiero del crédito se seleccionó en coherencia con las tasas activas de préstamos bancarios practicadas en Argentina durante 2025, tal como se registra en el aviso oficial del Banco de la Nación Argentina publicado en el Boletín Oficial [27]. Según dicho documento, las tasas nominales anuales para préstamos se ubican en el rango de aproximadamente 35 % – 45 % TNA, valores representativos para financiamientos de capital de trabajo o inversión.

En la Tabla 9.2.14 se presentan los parámetros del financiamiento: monto requerido, plazo del préstamo, fuente de crédito y TNA adoptada. Posteriormente, en la Tabla 9.2.15 se detalla el cuadro de amortización, donde para cada período se informa la cuota fija, el componente de intereses, la amortización de capital, el saldo residual y el interés acumulado, lo que permite estimar el costo total de financiación y su incidencia dentro de los costos fijos del proyecto.

Tabla N°9.2.14. Condiciones del crédito bancario

Tiempo	10 años
TNA	40%
Tasa	0,40
Crédito bancario (100%)	USD 385.007,1
Socios (0%)	
Total a devolver	USD 385.007,1

Tabla N°9.2.15. Amortización y cuotas de la deuda a tomar

Año	Término amortizativo (USD)	Cuota de Interés (USD)	Cuota de Amortización (USD)	Total Amortizado (USD)	Capital adeudado por año (USD)
0					385.007
1	159.518	154.003	5.515	5.515	379.492
2	159.518	151.797	7.721	13.235	371.772
3	159.518	148.709	10.809	24.044	360.963
4	159.518	144.385	15.133	39.177	345.830
5	159.518	138.332	21.186	60.363	324.645
6	159.518	129.858	29.660	90.022	294.985
7	159.518	117.994	41.524	131.546	253.461
8	159.518	101.384	58.133	189.679	195.328
9	159.518	78.131	81.387	271.066	113.941
10	159.518	45.576	113.941	385.007	0

A continuación, se presenta el costo de financiación asociado al crédito bancario considerado para la inversión inicial. Este valor se obtiene a partir de la suma de los intereses pagados en cada período, según la tabla de amortización calculada mediante el método francés. Se presenta entonces, en la siguiente tabla 9.2.16, el costo de financiación anual y el costo total de financiación resultante del proyecto.

Tabla N°9.2.16. Costo de financiación anual y total del proyecto

Costo de financiación anual (USD)	159.518
Costo de financiación total del proyecto (USD)	1.595.176,0

9.2.4 Total costos variables y costos fijos

En esta sección se presenta el resumen general de los costos de producción, discriminando entre costos variables y costos fijos. Los costos variables corresponden a aquellos que dependen directamente del volumen de producción, mientras que los costos fijos se mantienen constantes dentro del período de análisis, independientemente del nivel de actividad.

A continuación, se exhibe, en primera instancia, la tabla 9.2.17 con el total de costos variables anuales, seguida de la tabla 9.2.18 correspondiente al total de costos fijos, integrados por los conceptos previamente desarrollados. Asimismo, en cada caso se calcula el Costo Variable Unitario (CVU) y el Costo Fijo Unitario (CFU) considerando una producción anual de 15 reactores/año, valor definido en el capítulo de análisis de mercado (ver capítulo 4). Estos resultados permiten determinar el costo total de fabricación, base fundamental para la evaluación económica del proyecto.

Tabla N°9.2.17. Costo variable

Costo variable	
Costo	Monto total
Materia prima	1.003.395
Agua de proceso	75
Energía eléctrica	4.244,3
Retiro de efluentes	9.573
Combustibles	5815,9
Mano de obra directa	53.300
Total costos variables (TCV)	1.076.403,2
CVU costo variable unitario (costo variable/producción anual)	71.760,2

Tabla N°9.2.18. Costo fijo

Costo fijo	
Costo	Monto total
Mano de obra indirecta	0
Mantenimiento	1.401,9
Seguro e impuestos	7.951,2
Amortización	9.325,0
Gastos generales	10.660
Costo de administración	15.840,0
Costo de comercialización	33.362,5
Costos de financiación	159.518,0
Total costos fijos (TCF)	238.058,7
CFU costo fijo unitario (costo fijo/producción anual)	15.870,6

Con los valores obtenidos de costos fijos y variables, es posible determinar el costo total de fabricación (CT) y el costo unitario por reactor (CU), los cuales se presentan en la siguiente tabla 9.2.19

Tabla N°9.2.19. Costo total anual de fabricación y unitario

CT= TCF* + TCV**	1.314.461,9
CU=CFU*+CVU** (USD/unidad de reactor)	87.630,8

*Obtenidos de la tabla 9.2.18.

**Obtenidos de la tabla 9.2.17.

9.2.5 Precio del bien

En este apartado se determina el precio de venta del reactor, a partir del costo unitario previamente calculado. Para ello se define un Precio Bruto (PB), compuesto por el costo unitario de fabricación (CU) y el margen de beneficio asociado (MB). De acuerdo con criterios habituales en evaluaciones económicas de proyectos industriales el beneficio se establece como el 20 % del costo del producto [28].

Posteriormente, al Precio Bruto se incorpora la alícuota correspondiente al Impuesto al Valor Agregado (IVA), del 21 % [1], obteniéndose así el Precio Neto (PN) del producto a comercializar. La tabla 9.2.20 detalla estos valores y permite establecer el precio final de venta del reactor.

Tabla N°9.2.20. Precio bruto y neto para el producto.

Concepto	Expresión	Valor (USD)
Precio bruto (USD)	$PB = CU \times (1+MB^*)$	105.157,0
Precio neto (USD)	$PN = PB \times (1+IVA^{**})$	127.239,9

*MB toma el valor de 0,20 según bibliografía [28].

**El IVA toma el valor de 0,21 según bibliografía [1].

9.2.6 Punto de equilibrio

El punto de equilibrio en un proyecto de inversión es el nivel de producción o ventas a partir del cual **los ingresos totales igualan a los costos totales**. En este nivel no se genera ni beneficio ni pérdida, ya que los ingresos obtenidos permiten cubrir exactamente los costos fijos y los costos variables asociados a la operación.

Por debajo del punto de equilibrio, el proyecto opera con pérdidas; por encima, comienza a obtener ganancias. Este indicador permite evaluar la viabilidad económica del proyecto, determinar el volumen mínimo necesario para justificar la inversión y analizar la sensibilidad del negocio frente a variaciones en costos, precios o niveles de producción.

A continuación, se presenta la fórmula matemática para poder calcular el punto de equilibrio de este proyecto:

$$Q_{eq} = \frac{TCF}{PN - CVU}$$

Donde:

Tabla N°9.2.21. Valores para el cálculo analítico del punto de equilibrio

Abreviación	Significado	Valor
Q	Unidades	-
Q_{eq}	Unidades en el punto de equilibrio	-
TCF	Costo fijo total	USD 238.059
PN	Precio neto del producto (precio de venta)	USD 127.239,9
CVU	Costo variable unitario	USD 71.760,2 / U. de producto

Con estos valores, el punto de equilibrio resulta:

Tabla N°9.2.22. Valor obtenido del punto de equilibrio

Punto de equilibrio (unidades)	4,3
---------------------------------------	-----

El punto de equilibrio, desde el punto de vista gráfico, se identifica como la intersección entre la curva de ingresos totales (lineal, con pendiente igual al precio neto unitario: PN) y la curva de costos totales (lineal, con ordenada al origen igual a los costos fijos, TCF, y pendiente igual al costo variable unitario, CVU). Analíticamente, el punto de equilibrio se obtiene resolviendo la igualdad:

$$PN \cdot Q_{eq} = CTF + CVU \cdot Q_{eq}$$

de donde se deriva que:

$$Q_{eq} = CTF / (PN - CVU).$$

Este indicador permite evaluar la viabilidad económica mínima del sistema y analizar la sensibilidad frente a variaciones en precios, costos fijos y costos variables.

Así, representando en un mismo plano los ingresos totales y los costos totales en función del nivel de producción, la intersección entre ambas curvas indica el volumen en el cual los ingresos igualan a los costos, permitiendo visualizar de forma clara el nivel mínimo de ventas necesario para evitar pérdidas y la magnitud del margen de seguridad del proyecto, esto se puede visualizar en la figura 9.2.4, donde también se encuentra un punto de equilibrio en un valor cercano a 4,3 unidades.

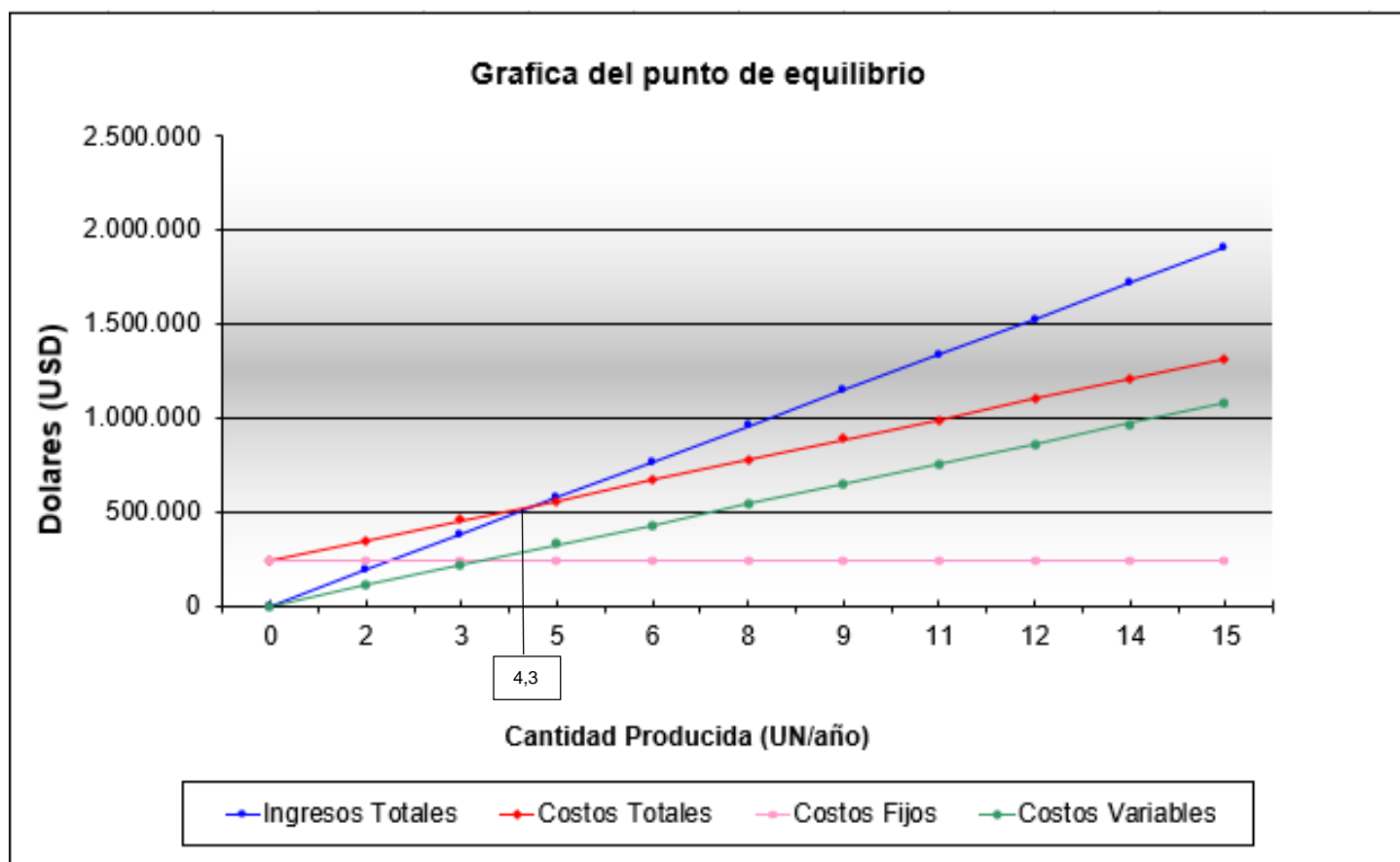


Figura N°9.2.4 Grafica del punto de equilibrio

Puede verificarse que el punto de equilibrio se ubica en torno a 4,3 unidades. Dado que la demanda proyectada es de 15 reactores por año, el proyecto opera muy por encima del nivel mínimo requerido para cubrir costos, lo que evidencia un amplio margen de seguridad y refuerza la viabilidad económica de la propuesta.

9.3 Evaluación económica: Rentabilidad

En este apartado se analiza la viabilidad económica del proyecto mediante la aplicación de herramientas financieras clásicamente utilizadas en la evaluación de inversiones. El objetivo es determinar si la propuesta es capaz de generar beneficios suficientes para justificar la inversión inicial y mantener una operación sostenible en el tiempo. Se toma como base de bibliografía el libro Preparación y evaluación de proyectos 5ta ed. de Sapag Chain & Sapag Chain, 2014 [29].

El análisis se estructura en tres componentes principales. En primer lugar, se desarrolla el **flujo de caja** del proyecto, donde se cuantifican año a año las entradas y salidas de fondos asociadas a la inversión inicial, la operación, los costos, los ingresos y, en caso de existir, la financiación. A partir de este flujo, se realiza el análisis de rentabilidad, que incluye el cálculo del **Valor Actual Neto** (VAN) y la **Tasa Interna de Retorno** (TIR), indicadores que permiten evaluar la capacidad del proyecto para generar valor económico y comparar su conveniencia frente a alternativas de inversión. Finalmente, se determina el período de recuperación de la inversión, que mide el tiempo necesario para recuperar el capital invertido a partir de los flujos netos generados por la operación.

Estos instrumentos permiten obtener una visión integral del desempeño económico del proyecto y fundamentar la toma de decisiones sobre su implementación.

9.3.1 Flujo de caja

El flujo de caja en un proyecto de inversión es la secuencia de entradas y salidas de dinero que se generan durante cada período del horizonte de evaluación. Representa el movimiento neto de fondos asociados a la operación, la inversión inicial, los costos, los ingresos por ventas, los impuestos y, en caso de existir, los pagos de financiación. El flujo de caja permite determinar la capacidad del proyecto para generar valor económico, ya que constituye la base para calcular indicadores financieros. Un flujo de caja positivo y creciente indica que el proyecto es capaz de recuperar la inversión y producir beneficios en el tiempo.

9.3.1.1 Elementos de un flujo de caja

Los elementos que componen un flujo de caja en un proyecto de inversión según la bibliografía [29] son los siguientes:

1. *Inversión inicial*: Incluye todos los desembolsos realizados al inicio del proyecto, tales como:

- Adquisición de bienes de capital
- Capital de trabajo
- Gastos de puesta en marcha
- Obras civiles y equipamiento

2. *Ingresos operativos*: Son las entradas de dinero generadas por la operación del proyecto, principalmente:

- Ventas del producto o servicio
- Recuperación de capital de trabajo al final del proyecto

3. *Costos y egresos operativos*: Son las salidas de dinero necesarias para mantener la operación:

- Costos variables
- Costos fijos
- Gastos de mantenimiento
- Costos de administración y comercialización

4. *Depreciaciones y amortizaciones*: Aunque no representan una salida de dinero, se incluyen para:

- Calcular la carga impositiva
- Determinar el resultado contable

5. *Impuestos*: Impuesto a las ganancias (u otras cargas tributarias aplicables), calculado sobre el resultado previo a la imputación de impuestos.

6. Costo financiero (si hay crédito): Incluye.

- Intereses pagados por el préstamo
- Amortización del capital (afecta el flujo, pero no el resultado contable)

7. *Valor residual*: Valor de reventa de los activos al final del período de evaluación (si corresponde)

A continuación, se presenta el flujo de caja del proyecto (Tabla 9.3.1), elaborado para un horizonte de evaluación de diez años. En esta tabla se cuantifican, para cada período, las entradas y salidas de fondos asociadas a la operación del sistema productivo, incluyendo los ingresos por ventas, los costos fijos y variables, los impuestos aplicables y, en caso de corresponder, los pagos derivados del financiamiento.

A partir de la rentabilidad neta obtenida en cada período, se construye el flujo de fondos del proyecto incorporando la depreciación de los equipos como concepto no desembolsable, con el fin de reflejar el efectivo real generado por la operación. Sobre esta base, se calcula el flujo neto acumulado mediante la suma del flujo del período con el acumulado del período anterior, lo que permite analizar la evolución de la recuperación de la inversión a lo largo del horizonte de evaluación. Finalmente, se determina el flujo neto actualizado descontando cada flujo a valor presente mediante una tasa de actualización del 18 %, considerando el valor del dinero en el tiempo y posibilitando la evaluación económica del proyecto mediante indicadores como el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Período de Recupero (PR).

Ítems / años	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESOS POR VENTAS											
Ventas de mercado interno (PNxQventas/año) (USD)		1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599
Total ingresos (TI) (USD)		1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599	1.908.599
EGRESOS (USD)											
Costos fijos		238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7	238.058,7
Mano de obra indirecta		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mantenimiento preventivo		1.402	1.402	1.402	1.402	1.402	1.402	1.402	1.402	1.402	1.402
Seguro e Impuestos		7.951	7.951	7.951	7.951	7.951	7.951	7.951	7.951	7.951	7.951
Costo de administración		15.840	15.840	15.840	15.840	15.840	15.840	15.840	15.840	15.840	15.840
Costo de comercialización		33.363	33.363	33.363	33.363	33.363	33.363	33.363	33.363	33.363	33.363
Gastos generales		10.660	10.660	10.660	10.660	10.660	10.660	10.660	10.660	10.660	10.660
Pago del crédito (Costo de financiación)		159.518	159.518	159.518	159.518	159.518	159.518	159.518	159.518	159.518	159.518
Depreciación de equipos (Costo de amortización)		9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325
Costos variables totales		1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403	1.076.403

Mano de obra directa		53.300	53.300	53.300	53.300	53.300	53.300	53.300	53.300	53.300	53.300
Materia Prima e insumos		1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395	1.003.395
Servicios		13.892	13.892	13.892	13.892	13.892	13.892	13.892	13.892	13.892	13.892
Combustibles		5.816	5.816	5.816	5.816	5.816	5.816	5.816	5.816	5.816	5.816
Total egresos		1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462	1.314.462
Beneficios antes de impuestos (Total Ingresos – Total Egresos)		594.137	594.137	594.137	594.137	594.137	594.137	594.137	594.137	594.137	594.137
Pago ingresos brutos (2,4%TI)		45.806	45.806	45.806	45.806	45.806	45.806	45.806	45.806	45.806	45.806
Utilidad bruta (Beneficios antes de impuestos – Pago de ingresos brutos)		548.330	548.330	548.330	548.330	548.330	548.330	548.330	548.330	548.330	548.330
Impuesto a las ganancias (35%Utilidad bruta)		191.916	191.916	191.916	191.916	191.916	191.916	191.916	191.916	191.916	191.916
Rentabilidad neta (Utilidad bruta – Impuesto a las ganancias)		356.415	356.415	356.415	356.415	356.415	356.415	356.415	356.415	356.415	356.415
Inversión inicial (USD)											
Capital total fijo	163.793										
Capital total de trabajo	221.214										

Total (capital fijo + capital de trabajo)	385.007										
Depreciación de equipos (gastos no desembolsables)	0	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325	9.325
Flujo de fondos (Rentabilidad neta + Depreciación de equipos)	(-385.007)	365.740	365.740	365.740	365.740	365.740	365.740	365.740	365.740	365.740	365.740
Flujo neto acumulado (Flujo de fondo del periodo + flujo neto acumulado del periodo anterior)	-385.007	-19.267	346.472	712.212	1.077.952	1.443.692	1.809.431	2.175.171	2.540.911	2.906.651	3.272.391
Flujo Neto actualizado (Flujo de fondo del periodo/(1+0,18)^periodo)	-385.007	309.949	262.669	222.601	188.645	159.868	135.482	114.815	97.301	82.458	69.880

Tabla N°9.3.1 Flujo de fondos

9.3.2 Análisis de la rentabilidad

En esta sección se evalúa la rentabilidad económica del proyecto mediante el uso de dos indicadores financieros ampliamente empleados en la evaluación de inversiones: el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). Estas herramientas permiten determinar la capacidad del proyecto para generar valor económico a lo largo de su horizonte de operación y evaluar si la inversión inicial resulta conveniente desde el punto de vista financiero.

Valor Actual Neto (VAN)

El VAN es un indicador financiero utilizado para evaluar la rentabilidad económica de un proyecto de inversión. Representa el valor presente de todos los flujos netos de fondos futuros que generará el proyecto, descontados a una tasa de descuento que refleja el costo de oportunidad del capital o la rentabilidad mínima esperada por el inversor [29].

En términos simples, el VAN muestra cuánto valor se crea o se destruye al realizar el proyecto.

- VAN > 0: el proyecto genera valor y es económicamente conveniente.
- VAN = 0: el proyecto recupera exactamente la inversión, sin generar ganancia adicional.
- VAN < 0: el proyecto destruye valor y no debería realizarse.

¿Cómo se calcula el VAN?

El VAN se calcula actualizando al valor presente todos los flujos netos de fondos del proyecto mediante una tasa de descuento “ r ”, que puede representar el costo de capital, una tasa mínima atractiva de retorno o el rendimiento alternativo esperado.

El cálculo consiste en sumar todos los flujos de caja futuros descontados y restar la inversión inicial:

$$VAN = \sum_{n=1}^N \frac{F_n}{(1+r)^n} - I_0$$

Donde:

- F_n = flujo neto de fondos en el año n
- r = tasa de descuento
- N = número total de años del horizonte del proyecto

- I_0 = inversión inicial (flujo negativo del año 0)

Tasa Interna de Retorno (TIR)

La TIR es un indicador financiero que mide la rentabilidad intrínseca de un proyecto de inversión. Representa la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero. En otras palabras, es el rendimiento anual que generan los flujos de fondos del proyecto considerando toda su vida útil [29].

La TIR permite determinar si un proyecto es conveniente desde el punto de vista económico:

- TIR > tasa mínima requerida (tasa de corte): el proyecto es rentable.
- TIR = tasa mínima requerida: el proyecto es indiferente.
- TIR < tasa mínima requerida: el proyecto no es económicamente viable.

Por su naturaleza, la TIR expresa el retorno efectivo del capital invertido, por lo que es especialmente útil para comparar alternativas de inversión.

¿Cómo se calcula la TIR?

La TIR se obtiene encontrando la tasa r que cumple con la siguiente condición:

$$VAN = 0$$

Es decir:

$$0 = -I_0 + \sum_{n=1}^N \frac{F_n}{(1+r)^n}$$

Donde:

- I_0 = inversión inicial
- F_n = flujo neto de fondos en el año n
- r = TIR.
- N = horizonte del proyecto

A diferencia del VAN, la TIR no tiene una fórmula cerrada que se pueda despejar algebraicamente; por ello, se calcula mediante procedimientos iterativos, herramientas numéricas o funciones de hojas de cálculo

9.3.2.1 Obtención del VAN y el TIR para el proyecto

A partir de las expresiones presentadas para el cálculo del VAN y la TIR, se procede a la evaluación numérica del proyecto utilizando el flujo de fondos obtenido (tabla 9.3.1). En primer lugar, en la Tabla 9.3.2 se resumen los valores que adoptan los parámetros necesarios para la aplicación de ambos indicadores, incluyendo la inversión inicial, el horizonte de evaluación, la tasa de descuento y los flujos netos de fondos considerados.

En el presente trabajo se adoptó una tasa de descuento del 18 % anual, valor representativo para proyectos industriales productivos con inversión en activos fijos, riesgo operativo medio y fabricación propia de bienes de capital [30]. Esta tasa contempla no solo la rentabilidad mínima esperada por el inversor, sino también la incertidumbre operativa y el contexto económico en el cual se inserta el proyecto.

Tabla N°9.3.2. Valores utilizados para el cálculo del VAN y el TIR

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidad
Inversión inicial	I_0	385.007	USD
Horizonte	n	10	años
Tasa de descuento	r	18	%
Flujo neto	F_n	365.740 (mismo valor por cada periodo desde 1 a 10)	USD/año
VAN	VAN	1.258.658,9	USD

El cálculo de los indicadores se realizó mediante operaciones financieras de actualización e interpolación que, por su extensión, no se desarrollan en forma analítica en este apartado, siendo resueltas mediante herramientas de cálculo numérico.

Finalmente, la Tabla 8.3.2 presenta los valores obtenidos del Valor Actual Neto (VAN) y de la Tasa Interna de Retorno (TIR), los cuales permiten evaluar la conveniencia económica del proyecto y su desempeño financiero frente a la tasa de descuento adoptada.

Tabla N°9.3.3. Valor obtenido para el VAN y el TIR

Parámetro	Valor obtenido
Valor Actual Neto (VAN)	USD 1.258.658,9
Tasa Interna de Retorno (TIR)	94,88%

9.3.2.2 Análisis de los resultados

El proyecto presenta un Valor Actual Neto de USD 1.258.658,9 valor ampliamente positivo. Esto indica que, al descontar los flujos de fondos generados durante el horizonte de evaluación a la tasa de descuento adoptada del 18 % anual, el proyecto estaría generando un valor económico adicional por encima del costo de oportunidad del capital. Un VAN de esta magnitud sugiere que los ingresos futuros superan holgadamente la inversión inicial cuando se actualizan a valor presente.

Asimismo, la Tasa Interna de Retorno obtenida es del 94,88 %, valor que se encuentra muy por encima de la tasa mínima utilizada en la evaluación. Este resultado refleja que el proyecto tendría una elevada rentabilidad intrínseca, evidenciando que los flujos de fondos generados ofrecen un retorno porcentual considerablemente alto respecto del capital invertido.

En conjunto, la combinación de un VAN positivo y una TIR significativamente superior a la tasa de descuento indicaría que el proyecto posee un desempeño económico favorable, con capacidad para generar retornos atractivos dentro del horizonte de análisis.

9.3.3 Período de recuperación

El período de recuperación es un indicador que mide el tiempo necesario para recuperar la inversión inicial de un proyecto a partir de los flujos netos de fondos generados por su operación. Este criterio permite evaluar la velocidad de retorno del capital invertido y la liquidez del proyecto, constituyendo una medida simple y útil para analizar el riesgo asociado a la inversión [29]. La fórmula matemática correspondiente para el cálculo de esta herramienta se presenta a continuación:

$$PRI = \frac{I_0}{F_f}$$

Donde:

- I_0 = Inversión inicial
- F_f = Flujo de fondos

Esta ecuación, es una versión simplificada del PRI que se puede aplicar a proyectos como este ya que se tiene flujo de fondos constantes, uniformes y de un horizonte largo.

A continuación, se presentan en la tabla 9.3.4 los valores para calcular el PRI y su valor calculado para el caso en estudio:

Tabla N°9.3.4. Valor obtenido del PRI

Parámetro	Símbolo	Valor
Inversión inicial	I_0	385.007
Flujo de fondos	F_f	365.740
Periodo de recuperación de inversión	PRI	1,05

9.3.3.1 Análisis del valor de PRI

El valor obtenido de $PRI = 1,05$ años indica que la inversión inicial se recupera en poco más de un año a partir de los flujos netos de fondos generados por la operación del proyecto. Este resultado evidencia una rápida recuperación del capital invertido, lo cual reduce la exposición al riesgo financiero y mejora la liquidez del proyecto en su fase inicial.

Un período de recuperación cercano al año es considerado altamente favorable en proyectos industriales, ya que implica que los ingresos operativos compensan rápidamente el desembolso inicial. En consecuencia, el proyecto presenta una sólida capacidad de generación temprana de fondos, reforzando su viabilidad económica y su atractivo desde la perspectiva de los inversores.

9.3.4 Análisis de sensibilidad: El impacto de incluir la mano de obra indirecta

Con el fin de evaluar cómo variaría el desempeño económico del proyecto ante cambios en su estructura de costos, se incorpora un análisis de sensibilidad centrado en la inclusión o exclusión de la mano de obra indirecta (MOI). Tal como se explicó previamente, estos recursos son provistos por el INTEQUI-CONICET y no representan un costo directo para el proyecto en su escenario actual. Sin embargo, su consideración como un costo imputable permite analizar un escenario alternativo y estimar el efecto potencial sobre la rentabilidad del sistema productivo.

En la Tabla 9.3.5 se presentan los valores estimados para la mano de obra indirecta propuesta, incluyendo las categorías funcionales y las remuneraciones hipotéticas asociadas. Estos valores permiten construir un escenario teórico donde la planta asume estos costos como parte de su estructura fija.

Tabla N°9.3.5. Detalle del personal que conforma la mano de obra indirecta

Cargo	Cantidad	Salario mensual (USD)	Total, anual (USD)
Director	1	2.500	32.500
Ingeniero de procesos	1	2.200	28.400
Administración	1	1.500	19.500
Contaduría	1	1.000	13.000
Total	4	7.200	96.400

Posteriormente, en la Tabla 9.3.6 se muestra la comparación entre los dos escenarios evaluados: Escenario A (actual): sin mano de obra indirecta y Escenario B (alternativo): incorporando los costos de mano de obra indirecta en los costos fijos de producción.

La tabla incluye los principales indicadores económicos —costo fijo anual, costo unitario, punto de equilibrio, VAN, TIR y período de recuperación (PRI)— con el objetivo de visualizar de manera integral el impacto que tendría la incorporación de estos costos adicionales sobre la rentabilidad del proyecto.

Tabla N°9.3.6. Comparación de escenarios

Indicador	Escenario A sin MOI (actual)	Escenario B Con MOI (alternativo)	Variación (%)
Costo Fijo Total (CFT)	238.058	359.184,7	+51,23
Costo Fijo Unitario (CFU)	15.870	23.945,6	+51,23
Costo Variable Unitario (CVU)	71.760,2	71.760,2	0,00
Costo Total Unitario	87.630,8	95.705,9	+9,26
Precio neto (Precio de venta)	127.239,9	127.189,6	0,00
Punto de Equilibrio (unidades/año)	4,3	6,1	+41,86
VAN	USD 1.258.658,9	USD 901.510,8	-28,41
TIR	94,88%	72,32%	-23,99
PRI	1,05	1,38	+31,43

9.3.4.1 Conclusión del análisis de sensibilidad

El análisis comparativo entre los escenarios evaluados permite identificar el impacto potencial de incorporar la mano de obra indirecta (MOI) dentro de la estructura de costos del proyecto. Los resultados muestran que la inclusión de la MOI incrementa el Costo Fijo Total (CFT) en un 51,23%, lo que se traduce en un aumento proporcional del Costo Fijo Unitario (CFU) y, en menor medida, del Costo Total Unitario (CTU) (9,26%). El Costo Variable Unitario (CVU) no varía, dado que la MOI no afecta a los costos directamente asociados a la producción.

En términos de desempeño económico, la incorporación de la MOI genera un desplazamiento del punto de equilibrio desde 4,3 hasta 6,1 unidades anuales, lo que representa un incremento del 41,86%. Si bien este aumento es moderado, implica que el proyecto requeriría una venta adicional marginal para cubrir sus costos totales bajo el escenario hipotético.

Respecto de los indicadores de rentabilidad, se observa una reducción significativa del VAN (-28,41%) y una caída de la TIR (de 94,88% a 72,32%). Aun cuando el proyecto continúa siendo rentable bajo el escenario con MOI, estos resultados evidencian una sensibilidad relevante frente al aumento de los costos fijos. Finalmente, el PRI muestra un incremento del 31,43%, extendiendo el período de recuperación de capital, aunque manteniéndose dentro de un rango aceptable para proyectos industriales de estas características.

En conjunto, los resultados permiten concluir que, si bien la inclusión de la mano de obra indirecta reduce la rentabilidad y eleva los requerimientos mínimos de ventas, el proyecto conserva su viabilidad económica en ambos escenarios. No obstante, el análisis confirma que la estructura de costos fijos constituye un factor crítico para la rentabilidad y debe ser gestionada con especial atención.

9.4 Conclusión del capítulo

Los resultados obtenidos en el análisis económico-financiero permiten concluir que el proyecto presenta una sólida viabilidad económica y un desempeño atractivo desde la perspectiva de la inversión. En primer lugar, el Valor Actual Neto (VAN) resultó positivo (VAN = USD 1.258.658,9), lo que implica que el proyecto genera un valor agregado significativo por encima del costo del capital empleado y contribuye de manera efectiva al incremento del patrimonio del inversor.

Complementariamente, la Tasa Interna de Retorno (TIR) alcanzó un valor del 94,88%, superando ampliamente la tasa mínima requerida para evaluar la conveniencia del proyecto. Este resultado refleja una elevada rentabilidad relativa, evidenciando que los flujos futuros del proyecto compensan holgadamente la inversión inicial y las tasas de actualización consideradas.

Por otro lado, el Período de Recuperación de la Inversión (PRI) obtenido (1,05 años) confirma la rápida recuperación del capital inmovilizado, lo que reduce considerablemente el riesgo financiero y mejora la liquidez del proyecto en el corto plazo. Este comportamiento, especialmente favorable en proyectos industriales, refuerza la estabilidad y el atractivo económico de la propuesta.

Adicionalmente, el punto de equilibrio en 4,3 unidades indica que el proyecto requiere comercializar alrededor de 4,3 reactores por año para cubrir sus costos totales. Dado que la demanda estimada en el estudio de mercado es de 15 unidades anuales, se observa un amplio margen de seguridad operativa, lo cual disminuye el riesgo económico asociado a la variabilidad de ventas.

De manera complementaria, el análisis de sensibilidad incorporado al final del capítulo permite evaluar el impacto de considerar la mano de obra indirecta como un costo propio del proyecto. Los resultados muestran que, si bien la inclusión de este recurso incrementa los costos fijos y reduce la rentabilidad (con una disminución aproximada del 28,41% del VAN y del 23,99% de la TIR), el proyecto continúa siendo económicamente viable, manteniendo un VAN positivo y un PRI inferior a dos años. Esto demuestra que la estructura económica del proyecto es robusta frente a variaciones moderadas en los costos fijos, reforzando la confiabilidad de los indicadores obtenidos.

En conjunto, el desempeño positivo en los indicadores analizados, tanto en el escenario real como en el escenario hipotético con costos extendidos, demuestra que el proyecto no solo es económicamente viable, sino que además ofrece alta rentabilidad, un retorno acelerado del capital y capacidad de adaptación ante cambios en la estructura de costos. Por lo tanto, los resultados respaldan firmemente la decisión de avanzar con la implementación del proyecto.

9.5 Bibliografía

- [1] Baca Urbina, G. (2010). Evaluación de proyectos (6.^a ed.). McGraw-Hill.
- [2] ZonaProp. (2025). Avisos de terrenos en la ciudad de San Luis. Plataforma inmobiliaria. <https://www.zonaprop.com.ar>
- [3] Estructuras DiCarlantonio. (2025). Estructuras metálicas y servicios industriales. <https://estructurasdicarlantonio.com.ar>
- [4] Revista Vivir Urbano. (2025). Costos de construcción en la provincia de San Luis (Edición N.º 89). San Luis, Argentina.
- [5] MercadoLibre. (2025). Plantas, forestación urbana y equipamiento: precios de referencia. <https://www.mercadolibre.com.ar>
- [6] Ferretería Argentina. (2025). Herramientas eléctricas y manuales: precios de referencia. <https://www.ferreteriargentina.com.ar>
- [7] Sodimac Argentina. (2025). Catálogo de herramientas y equipos. <https://www.sodimac.com.ar>
- [8] Distrielectro. (2026). Materiales eléctricos y componentes: catálogo y precios referenciales. <https://www.distrielectro.com.ar>
- [9] Polo Positivo. (2026). Materiales eléctricos: catálogo de referencias y precios. <https://polopositivo.ar/4-MATERIALES-ELECTRICOS>
- [10] AAIERIC. (2025). Costos de mano de obra – Asociación Argentina de Instaladores Eléctricos y Reclamos de Costos. <https://www.aaieric.org.ar/costos-mano-de-obra>
- [11] República Argentina. (1972). Ley N° 19.587 de Higiene y Seguridad en el Trabajo, sancionada el 21 de abril de 1972 y publicada en el Boletín Oficial el 28 de abril de 1972. Gobierno Nacional.
- [12] Ecoway. (2025). Catálogo digital de equipamiento de higiene y seguridad industrial. <https://ecoway.com.ar/pages/catalogo-digital>
- [13] Tienda Ombú. (2025). Equipamiento y elementos de protección personal industriales. <https://www.tiendaombu.com.ar/>
- [14] INTEQUI – CONICET-UNSL. (2026). Instituto de Investigaciones en Tecnología Química. <https://intequi-unsl.conicet.gov.ar/>
- [15] Computrabajo. (2025). Ofertas laborales y rangos salariales del sector industrial en Argentina. <https://www.computrabajo.com.ar>
- [16] LinkedIn. (2025). Plataforma de empleo y mercado laboral profesional en Argentina. <https://www.linkedin.com/jobs>
- [17] COPAIPA. (2025). Servicios de higiene y seguridad en el trabajo para establecimientos industriales. <https://copaipa.org.ar/higiene-y-seguridad/>

[18] Inmunitas. (2025). Servicios de medicina laboral y exámenes ocupacionales. <https://inmunitas.com.ar/web/servicios/medicina-laboral/>

[19] CalcularSueldo. (2025). Escalas salariales orientativas y cálculo de remuneraciones en Argentina. <https://calcularsueldo.com.ar/ganancias/escalas>

[20] Resolución ENRE 555/2022 – Precio estabilizado de la energía (PEE) para cálculo tarifario de electricidad sin subsidios. Boletín Oficial de la República Argentina.

[21] Obras Sanitarias Villa Mercedes. (2025). Factura de servicio de agua potable correspondiente a la ciudad de Villa Mercedes, San Luis (Documento interno no publicado).

[22] Ecochem S.A. Cotización de servicio de retiro y tratamiento de efluentes industriales. Comunicación privada, San Luis, Argentina, 2025.

[23] Webfleet Solutions. (2025). ¿Conocés el consumo de diésel de un camión por km? Blog de Webfleet. https://www.webfleet.com/es_es/webfleet/blog/conoces-el-consumo-de-diesel-de-un-camion-por-km

[24] Naftas.com.ar. (2026). Precios de combustibles en Argentina: gasoil y naftas. <https://naftas.com.ar/>

[25] Guía 10 – Inversiones, Costos y Rentabilidad del Proyecto (Proyecto Industrial FICA-UNSL, 2024). Facultad de Ingeniería, Química y Ambiental, Universidad Nacional de San Luis.

[26] NetSuite. (2025). What is straight-line depreciation? Guide and formula for fixed assets. <https://www.netsuite.com/portal/resource/articles/accounting/straight-line-depreciation.shtml>

[27] Boletín Oficial de la República Argentina. (2025, 17 de noviembre). Condiciones de financiamiento y tasas de interés para usuarios MiPyME. <https://www.boletinoficial.gob.ar/detalleAviso/primera/334628/20251117>

[28] MicroApp. (2024). *What is a good profit margin?* MicroApp. <https://www.microapp.io/blog/what-is-a-good-profit-margin/>

[29] Sapag Chain, N., & Sapag Chain, R. (2014). Preparación y evaluación de proyectos (5.ª ed.). McGraw-Hill.

[30] Damodaran, A. (2024). Country risk premiums. Stern School of Business, New York University. https://pages.stern.nyu.edu/~adamodar/New_Home_Page/datafile/ctryprem.html

CAPÍTULO 10: Conclusiones finales

El presente trabajo tuvo como objetivo principal evaluar la factibilidad económica de la instalación de una planta destinada a la producción de reactores catalíticos monolíticos para el tratamiento de compuestos orgánicos volátiles (COVs) presentes en corrientes gaseosas provenientes de cámaras de pintura. A partir del diseño del proceso productivo, la selección de equipos, la estimación de inversiones y costos, y la posterior evaluación económico-financiera, se buscó determinar si el proyecto resulta técnica y económicamente viable dentro del contexto considerado.

El producto desarrollado consiste en un sistema de descontaminación de aire destinado a ser instalado a la salida de cámaras de pintura, compuesto principalmente por un soplador, un sistema de calentamiento, un reactor catalítico monolítico y un sistema de control. Este conjunto permite tratar efluentes gaseosos con presencia de solventes y compuestos orgánicos volátiles, aportando una solución tecnológica orientada al cumplimiento ambiental y a la mejora de las condiciones operativas de talleres y plantas de pintado. El diseño propuesto presenta una baja complejidad operativa, buena flexibilidad frente a variaciones de caudal y concentración, y la utilización de un catalizador de costo relativamente bajo, lo que contribuye a la viabilidad técnica del sistema.

La escala productiva adoptada se definió en función del estudio de mercado realizado, considerando una producción de 15 reactores por año durante un horizonte de evaluación de 10 años. A partir de esta capacidad, se dimensionaron las áreas de planta, los equipos de proceso, la mano de obra necesaria y los servicios auxiliares, permitiendo estructurar un esquema productivo coherente con la demanda prevista y con una organización operativa simple y flexible.

El estudio de impacto ambiental desarrollado permitió identificar y evaluar los principales aspectos ambientales asociados a la instalación y operación de la planta, tales como el consumo energético, la generación de efluentes líquidos, emisiones gaseosas y residuos sólidos. A partir de este análisis se propusieron medidas de prevención, mitigación y control orientadas a minimizar los efectos negativos sobre el entorno, integrando criterios de seguridad, eficiencia y cumplimiento normativo. En este sentido, el proyecto no solo resulta técnicamente y económicamente viable, sino que también presenta una inserción ambientalmente responsable dentro del contexto productivo considerado.

Desde el punto de vista económico, la inversión inicial requerida para la puesta en marcha del proyecto asciende a aproximadamente USD 383.753, incluyendo capital fijo, capital de trabajo y disponibilidades. El precio de venta unitario estimado del reactor es de USD 127.189, valor obtenido a partir del costo de fabricación más un margen de beneficio razonable para este tipo de emprendimientos industriales. El análisis de costos permitió además determinar un punto de equilibrio cercano a 4,3 reactores por año, lo que indica que el proyecto alcanza rápidamente una zona de operación rentable frente a la capacidad productiva considerada.

La evaluación económica-financiera arrojó resultados altamente favorables. El proyecto presenta un Valor Actual Neto (VAN) de USD 1.258.658,9, calculado con una tasa de descuento del 18 % anual representativa del costo de oportunidad del capital para proyectos industriales productivos. Asimismo, la Tasa Interna de Retorno (TIR) obtenida es del 95,15 %, valor ampliamente superior a la tasa de descuento adoptada, lo que refleja una elevada rentabilidad. El período de recuperación de la inversión (PR) resulta de aproximadamente 1,05 años, indicando que la inversión inicial se recupera en un plazo muy corto dentro del horizonte del proyecto. En conjunto, estos indicadores confirman la conveniencia económica y financiera del emprendimiento bajo los supuestos considerados.

Complementariamente, se realizó un análisis de sensibilidad orientado a evaluar el impacto de incorporar mano de obra indirecta (MOI) sobre los principales indicadores económicos del proyecto. La comparación entre ambos escenarios evidenció que, si bien la inclusión de este ítem incrementa los costos fijos y eleva el punto de equilibrio de 4,3 a 6,1 unidades por año, el proyecto continúa siendo económicamente viable, con un VAN positivo y una TIR del 72,32 %, ampliamente superior a la tasa de descuento adoptada. Este análisis aporta robustez al estudio al demostrar que los resultados favorables se mantienen aún bajo condiciones de estructura de costos más exigente.

No obstante, resulta pertinente mencionar ciertos alcances del estudio. El análisis se apoya en un mercado teórico con demanda supuesta y la mayoría de las estimaciones de inversión, costos y precios se realizaron a partir de fuentes técnicas y comerciales verificables disponibles en la web, catálogos de proveedores y referencias especializadas, metodología ampliamente utilizada en etapas de prefactibilidad y factibilidad preliminar. Si bien estos valores permiten obtener un orden de magnitud confiable, una eventual implementación del proyecto debería complementarse con cotizaciones formales y acuerdos comerciales específicos.

Asimismo, el análisis de mercado se desarrolló considerando una demanda potencial para sistemas de tratamiento de COVs en cámaras de pintura, sin contar actualmente con competidores nacionales que ofrezcan una solución equivalente. La mayoría de las alternativas disponibles provienen del exterior, por lo que sería necesario profundizar, en una etapa posterior, la validación comercial del producto dentro del contexto argentino, evaluando barreras de ingreso, sustitutos importados y estrategias de posicionamiento.

Finalmente, el proyecto presenta interesantes posibilidades de desarrollo futuro. Entre ellas se destaca la ampliación del mercado objetivo a distintos rangos de caudal y concentración, así como el diseño de reactores de menor escala que permitan atender aplicaciones más pequeñas o descentralizadas. Asimismo, podrían evaluarse mejoras en automatización, optimización del catalizador y expansión del sistema hacia otros tipos de efluentes gaseosos industriales. En este sentido, el trabajo realizado constituye una base sólida para el desarrollo de una solución tecnológica nacional orientada al control ambiental y a la generación de valor en el sector industrial.