



Pro Urea
MANUFACTURING

PLANTA DE PRODUCCIÓ D'UREA

PROJECTE FI DE GRAU

Grau en Enginyeria Química

UAB
Universitat Autònoma de
Barcelona

e escola
d'enginyeria

Arrue Alemany, Olga
Batista Morenó, Toni
Busqueta Sallés, Laia
Calderón Mulero, Alba
Campoy Rojas, Pau
Leal Díaz, Lorena
Sánchez Floriach, Marc

Tutor: Josep Anton Torà

Juny 2024



Pro Urea
MANUFACTURING

PLANTA DE PRODUCCIÓ D'UREA

PROJECTE FI DE GRAU

Grau en Enginyeria Química

CAPÍTOL 11
Manual de càlculs

UAB
Universitat Autònoma de
Barcelona

e escola
d'enginyeria

TAULA DE CONTINGUTS

11.1. Introducció	2
11.2. Balanç de matèria.....	2
11.3. Balanç d'energia	7
11.3.1. Eines informàtiques	7
11.3.2. Equacions del balanç d'energia	8
11.3.3. Exemple de càlcul	9
11.4. Tanques d'emmagatzematge d'amoniac (TE-101/4)	10
11.5. Tanca d'emmagatzematge de diòxid de carboni (TE-105/8)	12
11. 6. Tanques post-evaporadors (T-501/2)	14
11. 7. Silos d'urea (TE-801/15)	16
11.8. Reactors (R-201/5)	18
11.8.1. Balanç de Matèria.....	18
11.8.2 Càlcul del Volum del Reactor.....	18
11.9. Stripper (ST-201)	21
11.10. Pool Condenser	22
11.11. MP Decomposer (DC-301).....	24
11.12. LP Decomposer (DC-302)	26
11.13. Absorbidors (A-401/2).....	29
11.14. Hidrolitzador (HY-601)	35
11.15. Desorbents (DS-601/2).....	36
11.16. Evaporadors (E-501/2)	38
11.17. Granulador (GR-701)	45
11.18. Assecador (AS-701)	49
11.19. Refredador (RF-701).....	52
11.20. Tamisadora (TA-701).....	55
11.21. Crusher (CR-701)	59
11.22. Canonades i bombes	62
11.22.1. Càlculs pel dimensionament de les canonades.....	62
11.22.2. Càlcul pel disseny de bombes.....	69
11.23. Bibliografia	76

11.1. Introducció

En aquest capítol es mostren tots els càlculs realitzats en el disseny dels diferents equips que formen part del procés de fabricació de la urea juntament amb els balanços pertinents.

11.2. Balanç de matèria

En el procés de producció d'urea de Stamicarbon, on la precisió i l'eficiència són vitals, s'ha emprat una estratègia integral per abordar els desafiaments complexos de realitzar balanços de matèria. Aquesta estratègia ha consistit en la utilització de múltiples eines i enfocaments, cadascun dels quals n'ha aportat el valor distintiu a l'anàlisi del procés.

En primer lloc, s'ha recorregut al programari de simulació HYSYS, una eina de renom a la indústria de l'enginyeria química, que ha permès modelar i simular el procés amb un alt grau de precisió i detall. Amb HYSYS, s'han desenvolupat models complexos del procés de producció d'urea, on cada unitat i cada corrent d'entrada i de sortida han estat meticulosament definides i caracteritzades. Aquest enfocament ha permès obtenir una comprensió profunda del comportament del sistema sota una àmplia gamma de condicions operatives, des de variacions a la temperatura i la pressió fins a canvis en els fluxos de matèria primera.

A més, s'ha aprofitat la versatilitat i la familiaritat de les eines de fulls de càlcul com a Excel per dur a terme anàlisis detallades i càlculs específics relacionats amb els balanços de matèria. S'han creat fulls de càlcul personalitzats que incorporen les fórmules i els algoritmes necessaris per calcular els fluxos de massa a cada etapa del procés. La flexibilitat d'Excel ha permès explorar diferents escenaris i realitzar ajustaments ràpids als paràmetres del sistema per avaluar-ne l'impacte en el rendiment global.

Una característica destacada d'Excel que ha estat fonamental en l'anàlisi dels balanços de matèria és l'extensió Solver. Amb Solver, s'han resolt problemes d'optimització complexos, com ara la minimització de costos o la maximització de l'eficiència del procés, ajustant els paràmetres del sistema de manera sistemàtica i eficient. Això ha permès identificar configuracions òptimes del procés que compleixen els objectius predefinits, ja sigui en termes de rendiment, rendibilitat o compliment d'especificacions tècniques i ambientals.

Mitjançant la combinació de ferramentes com HYSYS i Excel, juntament amb la funcionalitat de Solver, s'ha aconseguit una comprensió completa i rigorosa dels balanços de matèria en el procés de producció de urea de Stamicarbon. Aquest enfocament integral ha permès analitzar el procés des de diferents perspectives, identificar àrees de millora i prendre decisions informades per optimitzar-ne el rendiment i l'eficiència operativa.

Per a un sistema tancat: Massa total d'entrada=Massa total de sortida

Per a un sistema obert: Massa total d'entrada–Massa total de sortida+ Generació interna=Acumulació total

On:

- La massa total d'entrada i sortida fa referència a la suma de les masses de tots els corrents que entren i surten del sistema, respectivament.
- La generació interna fa referència a qualsevol massa que es generi dins del sistema, com a resultat de reaccions químiques.
- L'acumulació total es refereix a qualsevol canvi net a la massa dins del sistema en un període de temps donat.

En aquest context, és crucial destacar que els valors presents a les taules han estat calculats sobre la base de les fórmules dels balanços de matèria, assegurant així la coherència i la precisió de les dades obtingudes. Els balanços de matèria són fonamentals a l'enginyeria química, ja que ens permeten comprendre com es distribueixen els diferents corrents dins del procés i com es transformen els materials al llarg de les etapes.

Per calcular aquests valors, s'han fet servir les fórmules corresponents a cada etapa del procés de producció d'urea de Stamicarbon. Aquestes fórmules estan recolzades per principis fonamentals de la conservació de la massa i s'han aplicat rigorosament per garantir l'exactitud dels resultats. Cada corrent d'entrada i sortida a cada equip ha estat meticulosament analitzat i calculat, considerant factors com la conversió de reactius, les fraccions de productes i subproductes, i qualsevol pèrdua o desviació que pugui ocórrer durant el procés.

És important assenyalar que, si bé les fórmules dels balanços de matèria proporcionen una base sòlida per als càlculs, la determinació de certs paràmetres, com ara les conversions i les fraccions que es dirigeixen a cada corrent dels equips, sovint requereix una anàlisi addicional i la consulta de fonts bibliogràfiques i eines de simulació com HYSYS.

La informació obtinguda de fonts bibliogràfiques i eines de simulació ha estat fonamental per validar i complementar els càlculs realitzats mitjançant les fórmules dels balanços de matèria. Aquestes fonts proporcionen dades experimentals, models empírics i resultats de simulacions que ajuden a ajustar i millorar les estimacions dels paràmetres clau del procés. A més, la comparació dels resultats obtinguts a través de diferents mètodes permet verificar la consistència i la fiabilitat de les dades obtingudes.

Taula 11.2.1. Balanç de matèria (I)

	BALANÇ DE MATÈRIA EN t/h										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
DIÒXID DE CARBONI	37	-	41,91	-	0,42	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	8,38E-04
AMONÍAC	-	28,63	8,04	29,10	5,08	1,02	1,02	1,02	1,02	1,02	4,76E-02
AIGUA	-	1,43	4,68	13,63	25,32	5,06	5,06	5,06	5,06	5,06	-
CARBAMAT	-	-	-	12,00	55,17	11,03	11,03	11,03	11,03	11,03	-
UREA	-	-	-	-	23,36	4,67	4,67	4,67	4,67	4,67	-
BIURET	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Taula 11.2.2. Balanç de matèria (II)

	BALANÇ DE MATÈRIA EN t/h										
	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
DIÒXID DE CARBONI	8,38E-04	8,38E-04	8,38E-04	8,38E-04	4,19E-03	-	-	-	-	-	-
AMONÍAC	4,76E-02	4,76E-02	4,76E-02	4,76E-02	2,38E-01	0,48	0,95	0,95	0,95	0,95	9,53E-01
AIGUA	-	-	-	-	-	12,19	6,69	6,69	6,69	6,69	6,69
CARBAMAT	-	-	-	-	-	12,00	4,14	4,14	4,14	4,14	4,14
UREA	-	-	-	-	-	-	10,09	10,09	10,09	10,09	10,09
BIURET	-	-	-	-	-	-	2,84E-02	2,84E-02	2,84E-02	2,84E-02	2,84E-02

Taula 11.2.3. Balanç de matèria (III)

	BALANÇ DE MATÈRIA EN t/h										
	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
DIÒXID DE CARBONI	-	-	-	5,62	-	0,72	-	-	0,15	0,28	0,43
AMONÍAC	4,76	0,51	0,85	4,00	0,14	1,27	0,06	0,06	0,14	0,29	0,43
AIGUA	33,44	28,76	23,01	5,75	18,64	4,37	8,39	8,39	8,26	10,25	18,51
CARBAMAT	20,69	12,00	2,04	-	0,75	-	0,26	0,26	-	-	-
UREA	50,45	50,45	50,45	-	50,45	-	50,45	50,45	-	-	-
BIURET	0,14	0,14	0,14	-	0,14	-	0,14	0,14	-	-	-

Taula 11.2.4. Balanç de matèria (IV)

	BALANÇ DE MATÈRIA EN t/h									
	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54
DIÒXID DE CARBONI	0,00352	0,000423	-	-	-	-	-	-	-	-
AMONÍAC	-	-	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00
AIGUA	-	-	0,93	1,06	0,14	0,14	0,13	0,04	0,09	0,13
CARBAMAT	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
UREA	-	-	50,45455	54,2522	54,25	54,25	50,45	1,09	2,71	3,80
BIURET	-	-	0,142	0,152688	0,152688	0,152688	0,142	0,003054	0,007634	0,010688

Taula 11.2.5. Balanç de matèria (V)

	BALANÇ DE MATÈRIA EN t/h										
	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44
DIÒXID DE CARBONI	0,425725	-	-	0,425725	-	-	-	-	-	-	-
AMONÍAC	-	0,43	0,43	0,43	0,05	0,04	0,04	0,00	0,05	0,00	8,14E-01
AIGUA	-	18,51	18,51	2,07	20,93	21,49	18,44	0,44	4,87	18,44	6,44
CARBAMAT	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,04
UREA	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BIURET	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

11.3. Balanç d'energia

Per dur a terme els balanços d'energia en el procés de producció d'urea segons el mètode Stamicarbon, s'ha utilitzat una combinació de programes informàtics com HYSYS i Excel. La utilització d'aquests programes ha permès realitzar càlculs precisos i detallats, tenint en compte les condicions d'operació i les propietats termodinàmiques dels diferents components del procés. A continuació es descriu com s'han fet aquests càlculs i les eines utilitzades per obtenir els valors necessaris.

11.3.1. Eines informàtiques

11.3.1.1 ASPEN HYSYS

HYSYS és un programari de simulació de processos àmpliament utilitzat a la indústria química i petroquímica. En aquest projecte, HYSYS ha estat utilitzat per simular el procés de producció d'urea, cosa que inclou la reacció de formació d'urea, els intercanviadors de calor, els descomponedors i altres equips del procés. HYSYS proporciona els avantatges següents:

1. *Simulació de Reaccions Químiques:*

HYSYS permet simular les reaccions químiques que tenen lloc en el procés, calculant les conversions i els fluxos de productes i reactius a cada etapa.

2. *Equilibri Tèrmic:*

Permet realitzar balanços d'energia detallats, considerant tant les reaccions exotèrmiques com endotèrmiques, així com les transferències de calor a través dels equips.

3. *Propietats Termodinàmiques:*

HYSYS calcula les propietats termodinàmiques dels fluids a cada punt del procés, com ara entalpies, entropies i calors específiques, que són essencials per realitzar els balanços d'energia.

11.3.1.2 Excel i funció Solver

L'aplicació Excel, complementat amb l'extensió Solver, ha estat utilitzat per ajustar els resultats obtinguts de HYSYS i fer optimitzacions addicionals. Solver és una eina que permet resoldre problemes d'optimització mitjançant la cerca de valors òptims per a una sèrie de variables que satisfan determinades restriccions.

1. *Ajust de Paràmetres:*

Solver ha estat utilitzat per ajustar els paràmetres d'operació del procés, com ara temperatures i pressions, per maximitzar l'eficiència energètica i minimitzar el consum d'energia.

2. *Optimització de Fluxos:*

S'ha utilitzat Solver per optimitzar els fluxos d'energia entre els diferents equips del procés, tot assegurant que es compleixin els balanços d'energia i que es minimitzin les pèrdues.

3. *Càlculs Addicionals:*

Excel ha permès realitzar càlculs addicionals que complementen els resultats de HYSYS, com ara el càlcul manual d'entalpies i altres propietats quan ha calgut.

11.3.2. Equacions del balanç d'energia

Una vegada, plantejat el procés, es mostren les fórmules i equacions utilitzades per calcular el balanç d'energia.

Als balanços d'energia es considera la primera llei de la termodinàmica (*Equació 11.2.1*), que estableix que l'energia total d'un sistema tancat roman constant. La fórmula genèrica del balanç d'energia per a un sistema en estat estacionari és la següent:

$$Q - W = dH + dEc + dEp$$

Equació 11.2.1

On:

- Q és el calor afegit al sistema (kW).
- W és el treball realitzat pel sistema (kW).
- dH és el canvi d'entalpia del sistema (kJ/kg).
- dEc és el canvi en l'energia cinètica (kJ/kg).
- dEp és el canvi en l'energia potencial (kJ/kg).

Per a processos de pressió constant, el balanç d'energia es pot simplificar a (*Equació 11.2.2*):

$$Q = m \cdot dH$$

Equació 11.2.2

On:

- m és el cabal màssic (kg/s).
- dH és el canvi a l'entalpia específica entre l'entrada i la sortida del sistema (kJ/kg).

11.3.3. Exemple de càlcul

A continuació es presenta un exemple del procediment de càlcul per a un intercanviador de calor en el procés de producció de urea.

1. Definició dels fluxos d'entrada i sortida de massa i temperatura.

- Flux d'entrada d'amoníac: $m_{NH_3,in}$
- Flux de sortida d'amoníac: $m_{NH_3,out}$
- Temperatura d'entrada: T_{in}
- Temperatura de sortida: T_{out}

2. Càlcul del canvi d'entalpia.

$$\text{Entalpia d'entrada: } H_{in} = m_{NH_3,in} \cdot h_{in}$$

$$\text{Entalpia de sortida: } H_{out} = m_{NH_3,out} \cdot h_{out}$$

$$\text{Canvi en entalpia: } dH = H_{out} - H_{in}$$

3. Càlcul de la transferència de calor.

$$Q = m \cdot (h_{out} - h_{in})$$

A la *Taula 11.3.1* es mostren els valors del cabal de calor i l'àrea d'intercanvi pels diferents equips de la planta.

Tabla 11.3.1 Balanç d'energia pels diferents equips de la planta

Balanços d'energia	Q (kW)	Àrea d'intercanvi (m ²)
Reactor	4691,30	184,55
Pool condenser	-30591,49	325,19
Stripper	4092,83	141,33
MP Decomposer	5765,97	357,56
LP Decomposer	991,02	57,83
Evaporador 1	1837,33	48,03
Evaporador 2	1049,63	35,84
Condensador evaporador	-470,92	14,50

11.4. Tanques d'emmagatzematge d'amoníac (TE-101/4)

A continuació, es mostren els càlculs realitzats pel dimensionament dels tanques d'emmagatzematge d'amoníac. Per fer-ho, inicialment es determina el volum d'amoníac que es vol emmagatzemar.

- Volum dels tanques**

S'ha decidit que s'emmagatzemaran un total de 400m³ repartits en 4 tanques.

$$V_{total} = 400m^3$$

$$V_{unitari} = 100m^3$$

- Diàmetre intern dels tanques**

Per calcular el diàmetre dels tanques s'utilitza l'*Equació 11.3.1*

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h = \pi \cdot (2 \cdot Di) \cdot h$$

Equació 11.3.1

On:

- h és l'altura en m.
- r és el radi en m.
- D_i és el diàmetre intern.

Aleshores, el diàmetre es pot calcular a partir dels càlculs següents:

$$h \geq 1,64r$$

$$100 = \pi \cdot r^2 \cdot (1,64r)$$

$$r = 2,135m$$

$$D_i = 2 \cdot r$$

$$D_i = 2 \cdot 2,135 = 4,27m$$

- **Alçada del cilindre**

L'alçada es pot calcular mitjançant l'*Equació 11.3.2*.

$$h = 1,64 \cdot D_i$$

Equació 11.3.2

$$h = 1,64 \cdot 4,27 = 7m$$

- **Gruix del cos**

El gruix del cos es calcula amb l'*Equació 11.3.3*.

$$td = \frac{4,9 \cdot 4,27(4,27 - 0,3) \cdot 0,876}{145 \cdot 0,85} + 2,5 = 3,32mm$$

- **Diàmetre extern**

El diàmetre extern es calcula a partir del diàmetre intern més el gruix.

$$D_e = 4,27 + 2 \cdot 0,0032 = 4,28m$$

A la *Taula 11.4.1* s'han recollit les característiques del disseny dels TE-101/4.

Taula 11.4.1 Paràmetres de disseny dels tancs d'emmagatzematge d'amoniac (TE-101/4)

Variable	Valor
r (m)	2,135
h (m)	7
D _i (m)	4,27
D _e (m)	4,28
V (m ³)	100
T _d (mm)	3.32

11.5. Tanc d'emmagatzematge de diòxid de carboni (TE-105/8)

A continuació, es mostren els càlculs realitzats pel dimensionament dels tancs d'emmagatzematge de diòxid de carboni. Per fer-ho, inicialment es determina el volum de CO₂ que es vol emmagatzemar.

- **Volum dels tancs**

Els tancs es troben a temperatura ambient, però pressuritzats ja que el diòxid de carboni es vol en estat líquid. En aquest cas, també es vol emmagatzemar un total de 400m³ en 4 tancs.

$$V = 400/4 = 100m^3$$

- **Diàmetre intern dels tancs.**

Per calcular el diàmetre dels tancs es segueix el mateix procediment que a l'apartat anterior i s'utilitza l'*Equació 11.4.1*

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h = \pi \cdot (2 \cdot D_i) \cdot h$$

Equació 11.4.1

On:

- h és l'altura en m.
- r és el radi en m.
- D_i és el diàmetre intern.

Aleshores, el diàmetre es pot calcular a partir dels càlculs següents:

$$h \geq 1,64r$$

$$100 = \pi \cdot r^2 \cdot (1,64r)$$

$$r = 2,135m$$

$$Di = 2 \cdot r$$

$$Di = 2 \cdot 2,135 = 4,27m$$

- **Alçada del cilindre**

L'alçada es pot calcular mitjançant l'*Equació 11.4.2*.

$$h = 1,64 \cdot Di$$

Equació 11.3.2

$$h = 1,64 \cdot 4,27 = 7m$$

- **Gruix del cos**

El gruix del cos es calcula amb l'*Equació 11.4.3*.

$$td = \frac{4,9 \cdot 4,27(4,27 - 0,3) \cdot 0,876}{145 \cdot 0,85} + 2,5 = 3,32mm$$

- **Diàmetre extern**

El diàmetre extern es calcula a partir del diàmetre intern més el gruix.

$$De = 4,27 + 2 \cdot 0,0032 = 4,28m$$

A la Taula 11.5.1 s'han recollit les característiques del disseny dels TE-105/8

Taula 11.5.1 Paràmetres de disseny dels tancs d'emmagatzematge d'amoníac (TE-105/8)

Variable	Valor
r (m)	2
h (m)	5,73
D _i (m)	4
D _e (m)	4,01
V (m ³)	72
T _d (mm)	3.32

11. 6. Tancs post-evaporadors (T-501/2)

A continuació, es mostren els càlculs realitzats pel dimensionament dels tancs instal·lats a la sortida dels evaporadors de la zona 500. Per fer-ho, inicialment es determina el volum de que es vol emmagatzemar.

- **Volum dels tancs.**

Es vol emmagatzemar un total de 120m³ per cada tanc.

- **Diàmetre intern dels tancs.**

Per calcular el diàmetre dels tancs es segueix el mateix procediment que a l'apartat anterior i s'utilitza l'Equació 11.5.1

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h = \pi \cdot (2 \cdot D_i) \cdot h$$

Equació 11.5.1

On:

- h és l'altura en m.
- r és el radi en m.
- D_i és el diàmetre intern.

Aleshores, el diàmetre es pot calcular a partir dels càlculs següents:

$$h \geq 1,64r$$

$$120 = \pi \cdot r^2 \cdot (1,64r)$$

$$r = 2,4m$$

$$D_i = 2 \cdot r$$

$$D_i = 2 \cdot 2,4 = 4,8m$$

- **Alçada del cilindre**

L'alçada es pot calcular mitjançant l'*Equació 11.5.2*.

$$h = 1,64 \cdot D_i$$

Equació 11.5.2

$$h = 1,64 \cdot 4,8 = 8m$$

- **Gruix del cos**

El gruix del cos es calcula amb l'*Equació 11.4.3*.

$$td = \frac{4,9 \cdot 4,8(4,8 - 0,3) \cdot 0,876}{145 \cdot 0,85} + 2,5 = 3,34mm$$

- **Diàmetre extern**

El diàmetre extern es calcula a partir del diàmetre intern més el gruix.

$$D_e = 4,8 + 2 \cdot 0,0034 = 4,81m$$

A la Taula 11.6.1 s'han recollit les característiques del disseny dels T-501/2.

Taula 11.6.1 Paràmetres de disseny dels tancs T-501/2

Variable	Valor
r (m)	2,4
h (m)	8
D _i (m)	4,8
D _e (m)	4,81
V (m ³)	120
T _d (mm)	3.42

11. 7. Silos d'urea (TE-801/15)

A continuació, es mostren els càlculs realitzats pel dimensionament dels silos d'emmagatzematge. Per fer-ho, inicialment es determina el volum de que es vol emmagatzemar.

- **Volum dels tancs.**

Es vol emmagatzemar un total de 4500m³ en 15 silos.

$$V = 4500/15 = 300m^3$$

- **Diàmetre intern i alçada dels tancs.**

Tenint en compte la relació mínima, i el volum del tanc de 300 m³, s'obté el diàmetre de 7m i l'alçada de 8m, ja que s'han de complir les normes de pes per cm² de l'establiment.

- **Gruix del cos**

El gruix del cos es calcula amb l'Equació 11.4.3.

$$td = \frac{4,9 \cdot 10,11(13,18 - 0,3) \cdot 0,876}{145 \cdot 0,85} + 2,5 = 10 \text{ mm}$$

- **Diàmetre extern**

El diàmetre extern es calcula a partir del diàmetre intern més el gruix.

$$De = 7 + 2 \cdot 0,01 = 7,02 \text{ m}$$

- Disseny del fons

$$t = CT + CA = 4,76 + 2,5 = 7,26mm$$

- Diàmetre del fons interior

$$D_{fi} = 7,02 + 0,051 = 7,07m$$

- Volum del fons interior

$$V_{fons} = 7,072 \cdot 0,00726 = 0,59m^3$$

- Pes total del tanc

$$M_{buit} = 1,70 \cdot 10^4 Kg$$

$$M_{ple} = 417,5Tn$$

A la *Taula 11.7.1* s'han recollit les característiques del disseny dels silos d'urea.

Taula 11.7.1 Paràmetres de disseny dels tancs T-501/2

Variable	Valor
r (m)	3,5
h (m)	8
D _i (m)	7
D _e (m)	7,02
V (m ³)	300
T _d (mm)	10
t (mm)	7,26
D _{fi} (m)	7,07
V _{fons} (m ³)	0,59
M _{buit} (Kg)	1,70·10 ⁴
M _{ple} (Tn)	417,5

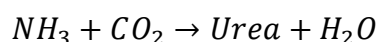
11.8. Reactors (R-201/5)

Abans de començar amb els càlculs, cal definir les dades d'entrada següents:

- Cabal volumètric d'entrada (Q) (m³/h)
- Temps de residència (t) (s)
- Nombre de plats (N)
- Eficiència de cada plat (E)
- Densitat del líquid (d) (kg/m³)
- Conversió desitjada (X)
- Condicions d'operació (temperatura i pressió)

11.8.1. Balanç de Matèria

Pel disseny del reactor, el balanç de matèria és fonamental. En un reactor de plats bombolles, el balanç de matèria es pot expressar per a cada component de la reacció. Per exemple, per a la producció d'urea a partir d'amoníac (NH₃) i diòxid de carboni (CO₂):



Passant per les reaccions intermèdies de formació de carbamat:

El balanç de matèria global és:

$$n_{\text{entrada}} = n_{\text{sortida}} + n_{\text{reaccionada}}$$

Equació 11.8.1

11.8.2 Càlcul del Volum del Reactor

El volum del reactor es pot calcular utilitzant el temps de residència i el cabal volumètric:

$$V = Q \cdot t$$

Equació 11.8.2

On:

- V és el volum del reactor (m³)
- Q és el cabal volumètric (m³/s)
- t és el temps de residència (s)

Càlcul del Diàmetre Intern:

El diàmetre intern del reactor es pot determinar amb la fórmula següent, considerant la velocitat del líquid:

$$D = (4 \cdot Q) / (\pi \cdot v)$$

Equació 11.8.3

On:

- D és el diàmetre intern del reactor (m)
- Q és el cabal volumètric (m³/s)
- v és la velocitat del líquid (m/s)
- π és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'alçada del reactor:

L'alçada del reactor es determina considerant el nombre de plats i la distància entre ells:

$$H = N \cdot h_{\text{plat}} + h_{\text{sumider}}$$

Equació 11.8.4

On:

- H és l'alçada total del reactor (m)
- N és el nombre de plats
- h_{plato} és la distància entre plats (m)
- h_{sumidero} és l'alçada de l'embornal (m)

Eficiència dels Plats:

L'eficiència dels plats (E) es pot estimar a partir de dades experimentals o de la literatura. L'eficiència afecta directament la conversió i es pot incloure al balanç de matèria per a cada etapa:

$$X = 1 - (1 - E)N$$

Equació 11.8.5

On:

- X és la conversió total
- E és l'eficiència d'un plat
- N és el nombre de plats

Àrea de Transferència de Calor:

L'àrea de transferència de calor és crucial per mantenir les condicions d'operació i es pot calcular mitjançant l'equació de transferència de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot dT$$

Equació 11.8.6

On:

- Q és la calor transferida (kW)
- U és el coeficient global de transferència de calor (kW/m²·K)
- A és l'àrea de transferència de calor (m²)
- dT és la diferència de temperatura entre el medi escalfador i el líquid al reactor (K)

D'aquesta equació, l'àrea de transferència de calor es pot aclarir com:

$$A = Q / (U \cdot dT)$$

Equació 11.8.7

11.9. Stripper (ST-201)

Es poden fer els balanços de matèria i energia del Stripper. Per al balanç de matèria es força que el valor dels percentatges en massa dels compostos sigui d'una magnitud similar als de la referència i que també es compleixi la termodinàmica calculada amb el HYSYS.

Per això es troba que la descomposició de carbamat a CO_2 i NH_3 és d'un 63%. Per a la separació a la sortida del Stripper es considera que la separació de productes és de:

Taula 11.9.1. Factors de separació dels compostos (0 gas / 1 líquid).

Component	Valor
Diòxid de carboni	0
Amoníac	0,06
Urea	1
Aigua	0,86
Carbamat	1
Biuret	1
Aire	0

Amb aquests valors es calcula que els balanços al Stripper resulten els valors representats a la *Taula 1.9.2*.

Taula 11.9.2. Entrades i sortides Stripper.

Component (tn/h)	Entrada de gas (CO_2 entrada)	Entrada de líquid (des de el reactor)	Sortida de gas (cap al pool condenser)	Sortida del líquid (cap al MP Decomposer)
Diòxid de carboni	37	0	41,91	0
Amoníac	0	4,76	8,04	0.51
Urea	0	50,45	0	50,45
Aigua	0	33,44	4,68	28,76
Carbamat	0	20,68	0	12
Biuret	0	0.142	0	0.142
Aire	0,185	0	0,185	0
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	110	188	200	178
Pressió (bar)	140	140	140	140

Per realitzar els balanços d'energia s'utilitza el HYSYS que fa el càlcul amb les propietats que aquest calcula amb el paquet termodinàmic, igual que en el cas del Pool Reactor. Tenint en compte les temperatures i pressions d'entrada i sortida de l'Stripper, *Taula 11.9.1*, i el calor de reacció de la descomposició de carbamat (117 kJ/mol).

Es calcula que tant la calor latent com la sensible i com la de reacció fan que a l'Stripper s'aporti un cabal de calor de 4092,83 kW. Fent que el balanç d'energia sigui necessari utilitzar oli tèrmic pel fet que el líquid supera els 200°C, i no és recomanable utilitzar vapor aigua.

11.10. Pool Condenser

Balanç de matèria:

$$\sum m_{entrada} = \sum m_{sortida}$$

Balanç d'energia:

Per saber el calor que s'ha de bescanviar

$$Q = \sum m_{sortida} * h_{sortida} - \sum m_{entrada} * h_{entrada}$$

Transferència de calor:

Per calcular l'àrea d'intercanvi que ha de tenir el pool condensar:

$$Q = U * A * \Delta T_{lm}$$

On:

- $U = 800 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$
- $Q = -30591 \text{ KW}$
- $\Delta T_{lm} = 117,6$

Càlcul volum:

$$V = Q * \tau$$

On:

- $Q = 95 \text{ m}^3/\text{h}$
- $\tau = 0,25 \text{ h}$

Càlcul àrea de la base:

$$A = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2$$

On:

- $D = 2,6 \text{ m}$

Càlcul alçada:

$$H = \frac{V}{A}$$

Amb tots aquests càlculs s'obté la *Taula 11.10.1* on es representen una sèrie de valors d'interès.

Taula 11.10.1 Valors Pool Condenser

Paràmetre	Valor
VOLUM (m ³)	27
TEMPERATURA DE DISSENY (°C)	180
PRESSIÓ DE DISSENY (bar)	170
ALÇADA TOTAL (m)	5
POSICIÓ	Horitzontal
DIÀMETRE INTERIOR (m)	2,6
DIÀMETRE EXTERIOR (m)	2,61
ÀREA D'INTERCANVI (m ²)	325,19
DIÀMETRE DE TUBS (m)	0,02

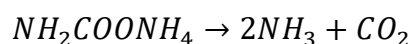
11.11. MP Decomposer (DC-301)

Per a ambdós decomposers, cal definir les dades d'entrada següents:

- Cabal volumètric d'entrada (Q) (m³/h)
- Temps de residència (t) (s)
- Densitat del líquid (d) (kg/m³)
- Condicions d'operació (temperatura i pressió)
- Coeficient global de transferència de calor (U) (kW/m²·K)
- Diferència de temperatura (dT) (K)
- Eficiència de descomposició (E)

Balanç de Matèria:

Al descomponedor d'alta pressió, es descompon la carbamat d'amoni en amoníac i diòxid de carboni:



El balanç de matèria global és:

$$n_{entrada} = n_{vapor} + n_{líquid}$$

Equació 11.11.1

Càlcul del Volum:

El volum del descomponedor es pot calcular utilitzant el temps de residència i el cabal volumètric:

$$V = Q \cdot t$$

Equació 11.11.2

On:

- V és el volum del descomponedor (m^3)
- Q és el cabal volumètric (m^3/s)
- t és el temps de residència (s)

Càlcul del Diàmetre Intern:

El diàmetre intern del descomponedor es pot determinar amb la fórmula següent, considerant la velocitat del líquid:

$$D = \frac{(4 \cdot Q)}{(\pi \cdot v)}$$

Equació 11.11.3

On:

- D és el diàmetre intern del descomponedor (m)
- Q és el cabal volumètric (m^3/s)
- v és la velocitat del líquid (m/s)
- π és una constant (~ 3.1416)

Càlcul de l'alçada del descomponedor:

L'alçada total del descomponedor es pot calcular en funció del volum i el diàmetre intern:

$$H = \frac{(4 \cdot V)}{(\pi \cdot D^2)}$$

Equació 11.11.4

On:

- H és l'alçada total del descomponedor (m)
- V és el volum del descomponedor (m³)
- D és el diàmetre intern del descomponedor (m)
- p és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'Àrea de Transferència de Calor:

L'àrea de transferència de calor és crucial per al disseny del descomponedor i es pot calcular mitjançant l'equació de transferència de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot dT$$

Equació 11.11.5

On:

- Q és la calor transferida (kW)
- U és el coeficient global de transferència de calor (kW/m²·K)
- A és l'àrea de transferència de calor (m²)
- dT és la diferència de temperatura entre el medi escalfador i el líquid al descomponedor (K)

D'aquesta equació, l'àrea de transferència de calor es pot aclarir com:

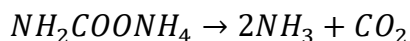
$$A = \frac{Q}{(U \cdot dT)}$$

Equació 11.11.6

11.12. LP Decomposer (DC-302)

Balanç de Matèria:

Al descomponedor de baixa pressió, el carbamat d'amoni se segueix descomponent en amoníac i diòxid de carboni, però sota condicions de pressió més baixes:



El balanç de matèria global és:

$$n_{entrada} = n_{vapor} + n_{líquid}$$

Equació. 11.12.1

Càlcul del Volum:

El volum del descomponedor es pot calcular utilitzant el temps de residència i el cabal volumètric:

$$V = Q \cdot t$$

Equació. 11.12.2

On:

- V és el volum del descomponedor (m³)
- Q és el cabal volumètric (m³/s)
- t és el temps de residència (s)

Càlcul del Diàmetre Intern:

El diàmetre intern del descomponedor es pot determinar amb la fórmula següent, considerant la velocitat del líquid:

$$D = \frac{(4 \cdot Q)}{(p \cdot v)}$$

Equació. 11.12.3

On:

- D és el diàmetre intern del descomponedor (m)
- Q és el cabal volumètric (m³/s)
- v és la velocitat del líquid (m/s)
- p és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'alçada del descomponedor

L'alçada total del descomponedor es pot calcular en funció del volum i el diàmetre intern:

$$H = \frac{(4 \cdot V)}{(p \cdot D^2)}$$

Equació. 11.12.4

On:

- H és l'alçada total del descomponedor (m)
- V és el volum del descomponedor (m³)
- D és el diàmetre intern del descomponedor (m)
- p és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'Àrea de Transferència de Calor

L'àrea de transferència de calor és crucial per al disseny del descomponedor i es pot calcular mitjançant l'equació de transferència de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot dT$$

Equació. 11.12.5

On:

- Q és la calor transferida (kW)

- U és el coeficient global de transferència de calor ($\text{kW/m}^2\cdot\text{K}$)
- A és l'àrea de transferència de calor (m^2)
- dT és la diferència de temperatura entre el medi escalfador i el líquid al descomponedor (K)

D'aquesta equació, l'àrea de transferència de calor es pot aclarir com:

$$A = \frac{Q}{(U \cdot dT)}$$

Equació. 11.12.6

11.13. Absorbidors (A-401/2)

Tenint en compte els cabals volumètrics necessaris, i amb l'ajuda del programa HYSYS, així com amb l'ajuda de les equacions següents, es determinen tant el volum com els altres paràmetres necessaris per al disseny dels absorbidors en el procés.

S'adjunta una imatge d'exemple del disseny del MP absorber amb el programa HYSYS.

Property	Value	Units
Section starting stage	1_Main Tower	
Section ending stage	6_Main Tower	
Calculation Mode	Sizing	
Column diameter	0.5	m
Packed height per stage	0.25	m
Section height	1.5	m
Maximum % capacity (constant L/V)	56.8914	
Maximum capacity factor	0.02696	m/s
Section pressure drop	2.408	mbar
Average pressure drop / Height	1.605	mbar/m
Average pressure drop / Height (Frictional)	1.522	mbar/m
Maximum stage liquid holdup	0.005102	m3
Maximum liquid superficial velocity	54.67	m3/h-m2
Maximum % capacity (constant L)	42.1322	
Maximum Fs	0.8365	sqrt(Pa)
Maximum approach to system limit	12.26	

Figura 11.13.1. Valors del disseny de l'Absorber.

Equacions emprades pel disseny dels absorbidors:

1. Volum de l'absorbedor:

$$V_{MP} = \frac{Q_{MP}}{A_{interfície, MP}}$$

Equació 11.13.1

2. Alçada de l'absorbedor:

$$H_{MP} = \frac{V_{MP}}{A_{base, MP}}$$

Equació 11.13.2

3. Diàmetre de l'absorber:

$$D_{MP} = \frac{(4 * V_{MP})}{(p * H_{MP})}$$

Equació 11.13.3

4. Àrea d'Interfície Líquid-Gas del MP Absorber:

$$A_{interfície,MP} = \frac{Q_{MP}}{A_{MP}}$$

Equació 11.13.4

Fórmules pel disseny de l'absorbidor atmosfèric (A-402)

1. Volum de l'absorbedor:

$$V_{Atm} = \frac{Q_{Atm}}{A_{interfície, Atm}}$$

Equació 11.13.5

2. Alçada de l'absorbedor:

$$H_{Atm} = \frac{V_{Atm}}{A_{base, Atm}}$$

Equació 11.13.6

3. Diàmetre de l'absorbedor:

$$D_{Atm} = \frac{(4 * V_{Atm})}{(p * H_{Atm})}$$

Equació 11.13.7

4. Àrea d'Interfície Líquid-Gas de l'Atmosfèric Absorber:

$$A_{interfície,Atm} = \frac{Q_{Atm}}{A_{Atm}}$$

Equació 11.13.8

On:

- V és el volum de l'absorbidor (m^3).
- H és l'alçada de l'absorbidor (m).
- D és el diàmetre de l'absorbidor (m).
- Q és el cabal volumètric de líquid absorbent (m^3/h).
- A_interfície és l'àrea d'interfície líquid-gas (m^2).
- A_base és l'àrea de la base de l'absorbidor (m^2).

Taula 11.13.1 Valors Absorber Mitja Pressió

Paràmetre	Valor
VOLUM (m ³)	0,35
TEMPERATURA DE DISSENY (°C)	180
PRESSIÓ DE DISSENY (bar)	22
ALÇADA TOTAL (m)	1,5
POSICIÓ	Vertical
DIÀMETRE INTERIOR (m)	0,5
DIÀMETRE EXTERIOR (m)	0,505
NÚMERO D'ETAPES	6
TIPUS D'ABSORBIDOR	Llit empaquet
TIPUS DE PLATS/EMPACATGE	PALL
ALÇADA EMPAQUETADA/ENTRE PLATS PER ETAPA (m)	0,25
PES BUIT (kg)	897,33
MATERIAL	AISI 316
NORMA DISSENY	Codi ASME
TRACTAMENT TÈRMIC	No
AÏLLANT	No

Tabla 11.13.2 Valors Absorber Atmosfèric.

Paràmetre	Valor
VOLUM (m ³)	0,5
TEMPERATURA DE DISSENY (°C)	182
PRESSIÓ DE DISSENY (bar)	3
ALÇADA TOTAL (m)	2
POSICIÓ	Vertical
DIÀMETRE INTERIOR (m)	0,5
DIÀMETRE EXTERIOR (m)	0,505
NÚMERO D'ETAPES	8
TIPUS D'ABSORBIDOR	Llit empackat
TIPUS DE PLATS/EMPACATGE	PALL
ALÇADA EMPAQUETADA/ENTRE PLATS PER ETAPA (m)	0,25
PES BUIT (kg)	935,78
MATERIAL	AISI 316
NORMA DISSENY	Codi ASME
TRACTAMENT TÈRMIC	No
AÏLLANT	No

11.14. Hidrolitzador (HY-601)

Assumint una relació H/D de 3/1:

Volum cilíndric:

$$V = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H$$

Equació 11.14.1

On:

- V és el volum
- D és el diàmetre
- H és l'alçada

Nou volum: 7,5 m³

Càlcul del diàmetre:

$$7,5 = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times 3D$$

$$7,5 = \left(\frac{3\pi}{4}\right) \times D^3$$

$$D^3 = 7,5 \times \frac{4}{(3\pi)}$$

$$D^3 = \frac{30}{9,42}$$

$$D^3 = 3,18$$

$$D = 1,47m$$

Càlcul de l'alçada:

$$H = 3 \times D = 3 \times 1,47 \simeq 4,41m$$

Alçada del cos: 4,41 m

11.15. Desorbers (DS-601/2)

Desorber (DS-601)

A continuació es mostren els càlculs i les equacions emprades pel disseny i dimensionament del desorber (DS-601).

Assumint una relació H/D de 4/1:

Volum cilíndric:

$$V = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H$$

Equació 11.15.1

Nou volum: 15 m³

Càlcul del diàmetre:

$$15 = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times 4D$$

$$15 = \pi \times D^3$$

$$D^3 = \frac{15}{\pi}$$

$$D^3 = \frac{15}{3,14}$$

$$D^3 = 4,78$$

$$D = 1,68m$$

Càlcul de l'alçada:

$$H = 4 \times D = 4 \times 1,68 = 6,72m$$

Alçada del cos: 6,72 m

Desorber (DS-602)

A continuació es mostren els càlculs i les equacions emprades pel disseny i dimensionament del desorber (DS-602).

Assumint una relació H/D de 4/1:

Volum cilíndric:

$$V = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H$$

Equació 11.15.2

Nou volum: 15 m³

Càlcul del diàmetre:

$$15 = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times 4D$$

$$15 = \pi \times D^3$$

$$D^3 = \frac{15}{\pi}$$

$$D = 1,68m$$

Càlcul de l'alçada:

$$H = 4 \times D = 4 \times 1,68 = 6,72m$$

Alçada del cos: 6,72 m

11.16. Evaporadors (E-501/2)

Evaporador (E-501)

Balanç de Matèria:

En un evaporador, el balanç de matèria es pot expressar com:

$$m_{entrada} = m_{vapor} + m_{residu}$$

Equació 11.16.1

On:

- $m_{entrada}$ és el flux màssic d'entrada (kg/h)
- m_{vapor} és el flux màssic del vapor produït (kg/h)
- m_{residu} és el flux màssic del residu líquid (kg/h)

Balanç d'Energia:

El balanç d'energia en un evaporador es pot escriure com:

$$Q = m_{vapor} \cdot H_v$$

Equació 11.16.2

On:

- Q és l'energia subministrada a l'evaporador (kW)
- m_{vapor} és el flux màssic del vapor produït (kg/h)
- H_v és l'entalpia de vaporització del líquid (kJ/kg)

Càlcul del Volum de l'Evaporador:

El volum de l'evaporador es pot calcular fent servir el temps de residència i el cabal volumètric:

$$V = Q \cdot t$$

Equació 11.16.3

On:

- V és el volum de l'evaporador (m³)
- Q és el cabal volumètric d'entrada (m³/h)
- t és el temps de residència (h)

Càlcul del Diàmetre Intern:

Per determinar el diàmetre intern de l'evaporador, s'utilitza la fórmula següent basada en el cabal volumètric i la velocitat del fluid:

$$D = \frac{(4 \cdot Q)}{(\pi \cdot v)}$$

Equació 11.16.4

On:

- D és el diàmetre intern de l'evaporador (m)
- Q és el cabal volumètric (m³/h)
- v és la velocitat del fluid (m/s)
- π és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'alçada total:

L'alçada total de l'evaporador es pot calcular en funció del volum i el diàmetre intern:

$$H = \frac{(4 \cdot V)}{(\pi \cdot D^2)}$$

Equació 11.16.5

On:

- H és l'alçada total de l'evaporador (m)
- V és el volum de l'evaporador (m³)
- D és el diàmetre intern de l'evaporador (m)
- π és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'àrea de transferència de calor:

L'àrea de transferència de calor és crítica pel disseny de l'evaporador i es pot calcular utilitzant l'equació de transferència de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot dT$$

Equació 11.16.6

On:

- Q és la calor transferida (kW)
- U és el coeficient global de transferència de calor (kW/m²·K)
- A és l'àrea de transferència de calor (m²)
- dT és la diferència de temperatura entre el medi escalfador i el líquid a l'evaporador (K)

D'aquesta equació, l'àrea de transferència de calor es pot aclarir com:

$$A = \frac{Q}{(U \cdot T)}$$

Equació 11.16.7

De totes aquestes fórmules se n'obté:

Taula 11.16.1 Valors evaporador E-501.

Variable	Valor
VOLUM (m ³)	12
DIÀMETRE INTERN (m)	2
ALÇADA TOTAL (m)	4
CABAL MÀSSIC (kg/h)	69987
CABAL VOLUMÈTRIC (m ³ /h)	59,59
DENSITAT (kg/m ³)	1115
TEMPS DE RESIDÈNCIA (s)	600
VOLUM ÚTIL (%)	80

Evaporador (E-502)

Balanç de Matèria:

En un evaporador, el balanç de matèria es pot expressar com:

$$m_{entrada} = m_{vapor} + m_{residu}$$

Equació 11.16.8

On:

- $m_{entrada}$ és el flux màssic d'entrada (kg/h)
- m_{vapor} és el flux màssic del vapor produït (kg/h)
- m_{residu} és el flux màssic del residu líquid (kg/h)

Balanç d'Energia:

El balanç d'energia en un evaporador es pot escriure com:

$$Q = m_{\text{vapor}} \cdot H_v$$

Equació 11.16.9

On:

- Q és l'energia subministrada a l'evaporador (kW)
- m_{vapor} és el flux màssic del vapor produït (kg/h)
- H_v és l'entalpia de vaporització del líquid (kJ/kg)

Càlcul del Volum de l'Evaporador:

El volum de l'evaporador es pot calcular fent servir el temps de residència i el cabal volumètric:

$$V = Q \cdot t$$

Equació 11.16.10

On:

- V és el volum de l'evaporador (m^3)
- Q és el cabal volumètric d'entrada (m^3/h)
- t és el temps de residència (h)

Càlcul del Diàmetre Intern:

Per determinar el diàmetre intern de l'evaporador, s'utilitza la fórmula següent basada en el cabal volumètric i la velocitat del fluid:

$$D = \frac{(4 \cdot Q)}{(\pi \cdot v)}$$

Equació 11.16.11

On:

- D és el diàmetre intern de l'evaporador (m)
- Q és el cabal volumètric (m³/h)
- v és la velocitat del fluid (m/s)
- π és una constant (~3.1416)

Càlcul de l'alçada total:

L'alçada total de l'evaporador es pot calcular en funció del volum i el diàmetre intern:

$$H = \frac{(4 \cdot V)}{(\pi \cdot D^2)}$$

Equació 11.16.12

On:

- H és l'alçada total de l'evaporador (m)
- V és el volum de l'evaporador (m³)
- D és el diàmetre intern de l'evaporador (m)
- π és una constant (~3,1416)

Càlcul de l'Àrea de Transferència de Calor:

L'àrea de transferència de calor és crítica per al disseny de l'evaporador i es pot calcular utilitzant l'equació de transferència de calor:

$$Q = U \cdot A \cdot dT$$

Equació 11.16.13

On:

- Q és la calor transferida (kW)
- U és el coeficient global de transferència de calor (kW/m²·K)
- A és l'àrea de transferència de calor (m²)
- dT és la diferència de temperatura entre el medi escalfador i el líquid a l'evaporador (K)

D'aquesta equació, l'àrea de transferència de calor es pot aclarir com:

$$A = \frac{Q}{(U \cdot T)}$$

Equació 11.16.14

De totes aquestes fórmules se n'obté:

Taula 11.16.2 Valors evaporador E-502.

Variable	Valor
VOLUM (m³)	10
DIÀMETRE INTERN (m)	1,8
ALÇADA TOTAL (m)	4
CABAL MÀSSIC (kg/h)	59165
CABAL VOLUMÈTRIC (m³/h)	47,92
DENSITAT (kg/m³)	1150
TEMPS DE RESIDÈNCIA (s)	600
VOLUM ÚTIL (%)	80

11.17. Granulador (GR-701)

1. Capacitat de Producció:

Per a una producció de 1200 t/d:

Capacitat per hora (Q):

$$Q = \frac{1200t}{d} \cdot \frac{1d}{24h} = 50 \frac{t}{h}$$

2. Determinació del Cabal d'Aire:

El cabal d'aire necessari per fluiditzar les partícules depèn de la velocitat de fluidització (U) i la secció transversal del llit fluiditzat (A). La velocitat de fluidització ha de ser més gran que la velocitat mínima de fluidització (U_{mf}), però menor que la velocitat d'arrossegament.

a) Velocitat Mínima de Fluidització (U_{mf})

La velocitat mínima de fluidització es calcula usant l'equació d'Ergun:

$$U_{mf} = \left(\frac{(d_p^2 * (p_p - p_f) * g)}{150 * \mu} \right)^{\frac{2}{3}}$$

Equació 11.17.1

On:

- d_p = diàmetre de partícula (m)
- p_p = densitat de les partícules d'urea (kg/m³)
- p_f = densitat de l'aire (kg/m³)
- g = acceleració a causa de la gravetat (9,81 m/s²)
- μ = viscositat de l'aire (Pa·s)

Per a la urea granulada:

- $d_p = 0,002 \text{ m}$
- $\rho_p = 1330 \text{ kg/m}^3$
- $\rho_f = 1,2 \text{ kg/m}^3$
- $\mu = 1,8 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$

$$U_{mf} = \left(\frac{(0,002)^2 (1330 - 1,2) \times 9,81}{(150 \times 1,8 \times 10^{-5})} \right)^{(2/3)} = 0,02 \text{ m/s}$$

b) Velocitat de Fluïdització Operativa (U)

La velocitat operativa sol ser 2-3 vegades la U_{mf} per assegurar una fluïdització adequada.

$$U = 2,5 \times U_{mf} = 2,5 \times 0,02 = 0,05 \text{ m/s}^2$$

c) Secció Transversal del Llit (A)

Per a una capacitat de 50 t/h, i assumint una densitat aparent de la urea granulat (ρ_{bulk}) d'aproximadament 750 kg/m³:

$$m' = \rho_{bulk} \times A \times U$$

Equació 11.17.2

$$50.000 \text{ kg/h} = 750 \text{ kg/m}^3 \times A \times 0,05 \text{ m/s}$$

$$A = 50.000 / (750 \times 0,05 \times 3600) = 0,37 \text{ m}^2$$

d) Diàmetre del Llit (D)

La secció transversal és una àrea circular:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

Equació 11.17.3

$$D = \sqrt{4A/\pi} = \sqrt{4 \times 0,37/3,14} = 0,69m$$

3. Alçada del Llit Fluïditzat:

L'alçada del llit fluïditzat (H) depèn del volum necessari per a la fluïdització i el temps de residència requerit per a la granulació.

Assumint un temps de residència de 10 minuts (t_r):

$$Volum_{llit} = A \times H = m' \times t_r$$

Equació 11.17.4

$$H = m' \times t_r / (A \times p_{bulk})$$

Equació 11.17.5

$$H = 50.000 \frac{kg}{h} \times 10min \times \frac{1h}{60min} / (0,37m^2 \times 750 \frac{kg}{m^3}) = 0,89m$$

4. Disseny del sistema d'aire:

a) Cabal d'Aire (Q_{air})

$$Q_{air} = U \times A = 0,05m/s \times 0,37m^2 = 0,0185m^3/s = 66, m^3/h$$

b) Temperatura de l'aire:

La temperatura de l'aire ha de ser suficientment alta per evaporar l'aigua i mantenir la temperatura de granulació (al voltant de 80-90°C).

5. Distribució de la mida de partícules:

El granulador ha de ser dissenyat per obtenir la distribució desitjada de mides de partícules. Això pot ser controlat mitjançant filtres de ruixat i la taxa d'atomització de la solució d'urea.

6. Materials de Construcció:

Cos del Granulador: Acer inoxidable (AISI 316) per resistir la corrosió.

Broquets i sistemes de ruixat: Materials resistents a l'abrasió i la corrosió.

11.18. Assecador (AS-701)

1. Capacitat de Producció:

Per a una producció de 1200 t/d:

Capacitat per hora (Q):

$$Q = 1200t/d \times 24h/d = 50t/h$$

2. Entrada i sortida d'humitat:

a) Humitat Inicial i Final dels Grànuls d'Urea

Humitat inicial (W_i): Assumint un contingut d'humitat inicial del 4% en pes.

Humitat final (W_f): Assumint un contingut d'humitat final del 0,2% en pes.

b) Taxa d'eliminació d'humitat

$$dW = W_i - W_f = 4\% - 0,2\% = 3,8\%$$

$$\text{Massa d'aigua a eliminar per hora} = Q \times dW/100$$

Equació 11.18.1

$$\text{Massa d'aigua a eliminar per hora} = 50.000kg/h \times 3,8/100 = 1.900kg/h$$

3. Energia Necessària per a l'Assecat (E):

L'energia requerida per evaporar l'aigua depèn de la calor latent de vaporització de l'aigua (c_p) i la quantitat d'aigua a evaporar.

Calor latent de vaporització (c_p): Aproximadament 2257 kJ/kg a 100 °C.

Energia necessària/h = Massa d'aigua a eliminar per hora $\times c_p$

$$E = 1900kg/h \times 2257kJ/kg = 4,288,300kJ/h = 1190kW$$

4. Cabal d'aire calent:

Per calcular el cabal d'aire necessari, primer determinem la capacitat calorífica de l'aire i la diferència de temperatura.

Capacitat calorífica de l'aire (C_p): Aproximadament 1005 kJ/kg°C.

Temperatura d'entrada de l'aire calent (T_{in}): Assumint 120°C.

Temperatura de sortida de l'aire (T_{out}): Assumint 80 °C.

$$dT = T_{in} - T_{out} = 120^{\circ}C - 80^{\circ}C = 40^{\circ}C$$

La quantitat d'aire necessària (m_{air}) es pot calcular utilitzant la fórmula:

$$m_{air} = E / (C_p \times T)$$

Equació 11.18.2

$$m_{air} = 1190kW / (1,005kJ/kg^{\circ}C \times 40^{\circ}C) = 29,6 kg/s$$

5. Volum d'aire necessari:

Fem servir la densitat de l'aire a les condicions d'operació per convertir el flux màssic en un cabal volumètric.

Densitat de l'aire (d_{air}): Aproximadament $1,2 \text{ kg/m}^3$ a 25°C i 1 atm .

$$Q_{air} = m_{air}/d_{air}$$

Equació 11.18.3

$$Q_{air} = 29,6 \text{ kg/s} / 1,2 \text{ kg/m}^3 = 24,7 \text{ m}^3/\text{s} = 88,92 \text{ m}^3/\text{h}$$

6. Disseny del Assecador de Llit Fluïditzat:

a) Àrea de Secció Transversal del Llit (A)

La velocitat de fluïdització ha de ser més gran que la velocitat mínima de fluïdització (U_{mf}) però no tan alta com per arrossegar les partícules.

Velocitat de fluïdització operativa (U): Assumint $0,05 \text{ m/s}$ per mantenir la fluïdització adequada sense arrossegament excessiu.

$$A = Q_{air}/U$$

Equació 11.18.4

$$A = 24,7 \text{ m}^3/\text{s} / 0,05 \text{ m/s} = 494 \text{ m}^2$$

b) Dimensions del Llit

Per a una àrea de secció transversal de 494 m², es considera un disseny circular:

$$A = \pi D^2 / 4$$

Equació 11.18.5

$$D = \sqrt{4A/\pi} = \sqrt{4 \times 494/3,14} = 25m$$

c) Alçada del Llit (H)

L'alçada del llit fluïditzat depèn del temps de residència necessari per a l'assecatge complet. Assumint un temps de residència de 10 minuts (t_r):

$$H = m \times t_r / (A \times p_{bulk})$$

Equació 11.18.6

$$H = 50.000 \frac{kg}{h} \times 10min \times \frac{1h}{60min} / (494m^2 \times 750 \frac{kg}{m^3}) = 0,11m$$

11.19. Refredador (RF-701)**1. Capacitat de Producció:**

Per a una producció de 1200 t/d:

Capacitat per hora (Q):

$$Q = 1200t/d / 24h/d = 50t/h$$

2. Entrada i Sortida de Temperatura:

a) Temperatura Inicial i Final dels Grànuls d'Urea

Temperatura inicial (T_{in}): Assumint una temperatura d'entrada de 80°C (des de l'assecador).

Temperatura final (T_{out}): Assumint una temperatura de sortida de 30°C .

3. Energia Necessària per al Refredament:

L'energia requerida per refredar els grànuls depèn de la capacitat calorífica de la urea (C_p) i la diferència de temperatura.

Capacitat calorífica de la urea (C_p): Aproximadament $2,5 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

$$dT = T_{in} - T_{out} = 80^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 50^{\circ}\text{C}$$

Energia necessària per hora = $Q \times C_p \times dT$

$$E = 50.000 \text{ kg/h} \times 2,5 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} \times 50^{\circ}\text{C} = 6.250.000 \text{ kJ/h} = 1.736,11 \text{ kW}$$

4. Cabal d'Aire Fred:

Per calcular el cabal d'aire necessari, primer determinem la capacitat calorífica de l'aire i la diferència de temperatura.

Capacitat calorífica de l'aire (C_p): Aproximadament $1005 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$.

Temperatura d'entrada de l'aire fred ($T_{air, in}$): Assumint 25°C .

Temperatura de sortida de l'aire ($T_{air, out}$): Assumint 40°C .

$$dT_{air} = T_{air, out} - T_{air, in} = 40^{\circ}\text{C} - 25^{\circ}\text{C} = 15^{\circ}\text{C}$$

La quantitat d'aire necessària (m_{air}) es pot calcular utilitzant la fórmula:

$$m_{air} = E / (Cp \times dT_{air})$$

Equació 11.19.1

$$m_{air} = 1388,9kW / (1,005kJ/kg^{\circ}C \times 15^{\circ}C) = 92,2kg/s$$

5. Volum d'aire necessari:

Fent servir la densitat de l'aire a les condicions d'operació per convertir el flux màssic a cabal volumètric.

Densitat de l'aire: Aproximadament $1,2 kg/m^3$ a $25^{\circ}C$ i $1 atm$.

$$Q_{air} = m_{air} / d_{air}$$

Equació 11.19.2

$$Q_{air} = 92,2kg/s / 1,2kg/m^3 = 76,8 m^3/s = 276,48 m^3/h$$

6. Disseny del Refredador de Llit Fluïditzat:

a) Àrea de Secció Transversal del Llit (A)

La velocitat de fluïdització ha de ser més gran que la velocitat mínima de fluïdització (U_{mf}) però no tan alta com per arrossegar les partícules.

Velocitat de fluïdització operativa (U): Assumint $0,05 m/s$ per mantenir la fluïdització adequada sense arrossegament excessiu.

$$A = Q_{air} / U$$

Equació 11.19.3

$$A = 76,8m^3/s / 0,05m/s = 1.536m^2$$

b) Dimensions del Llit

Per a una àrea de secció transversal de 1536 m² i considerant un disseny circular:

$$A = \pi D^2 / 4$$

Equació 11.19.4

$$D = \text{sqrt}(4A/\pi) = \text{sqrt}(4 \times 1536/3,14) = 44,2m$$

c) Alçada del Llit (H)

L'alçada del llit fluïditzat depèn del temps de residència necessari per al refredament complet. Assumint un temps de residència de 10 minuts (t_r):

$$H = m \times t_r / (A \times \text{bulk})$$

Equació 11.19.5

$$H = 50.000 \frac{kg}{h} \times 10min \times \frac{1h}{60min} / (1536m^2 \times 750 \frac{kg}{m^3}) = 0,036m$$

11.20. Tamisadora (TA-701)**1. Capacitat de Producció:**

Per a una producció de 1200 t/d:

Capacitat per hora (Q):

$$Q = 1200t/d / 24h/d = 50t/h$$

2. Paràmetres del Cribratge:

a) Grandària de les Partícules

Grandària de les partícules: 2-4 mm.

S'han de separar les partícules que tenen tamanyes per sobre i per sota d'aquest rang.

b) Eficiència del Cribratge

Eficiència desitjada: Assumint una eficiència del cribratge de 90%.

3. Càlcul de l'Àrea de Cribratge:

a) Rang de Mides

- Partícules més grans de mida: > 4 mm.
- Partícules més petites de mida: < 2 mm.
- Partícules de mida desitjada: 2-4 mm.

b) Càrrega d'Alimentació

Assumint una distribució uniforme de partícules:

- Partícules de mida desitjada: 70% de la producció total.
- Partícules sobre mida: 15% de la producció total.
- Partícules sota mida: 15% de la producció total.

$$Q_{desitjat} = 0.7 \times 50t/h = 35t/h$$

$$Q_{sobremida} = 0.15 \times 50t/h = 7,5t/h$$

$$Q_{baixmida} = 0.15 \times 50t/h = 7,5t/h$$

c) Àrea de Cribratge (A)

La capacitat d'un garbellador vibratori (tamissadora) es pot calcular utilitzant la fórmula empírica:

$$A = Q / (\text{Capacitat específica de cribratge} \times \text{Eficiència})$$

Equació 11.20.1

On la capacitat específica de cribratge (C_s) depèn del tipus de material i la mida de les partícules. Per urea granulada:

Capacitat específica de cribratge (C_s): Aproximadament 8-12 t/h/m².

Per a una eficiència del 90%:

$$Desitjat = 35\text{t/h} / (10\text{t/h/m}^2 \times 0,9) = 3,9\text{m}^2$$

$$Sobremida = 7,5\text{t/h} / (10\text{t/h/m}^2 \times 0,9) = 0,83\text{m}^2$$

$$Sotamida = 7,5\text{t/h} / (10\text{t/h/m}^2 \times 0,9) = 0,83\text{m}^2$$

L'àrea total de cribratge serà la suma de les àrees per a cada mida:

$$A_{total} = Desitjat + Sobre\ tamany + Baix\ tamany \approx 3,9 + 0,83 + 0,83 = 5,56\text{m}^2$$

4. Dimensions del Cribador:**a) Nombre de Nivells**

Un cribador vibratori pot tenir múltiples nivells de cribratge per separar les diferents fraccions. Assumint un disseny de dos nivells:

Primer nivell: Separar partícules sobre mida (>4 mm).

Segon nivell: Separar partícules sota mida (<2 mm).

b) Ample i Longitud del Cribador

La relació típica de longitud a amplada (L/W) per a garbelladors vibratoris és d'aproximadament 2/1.

Per a una àrea de cribratge total de 5,56 m²:

Amplada (W) = 1,5 m (assumint una amplada raonable per a maneig i manteniment)

$$L = A_{total}/W = 5,56m^2/1,5m = 3,7m$$

5. Energia i Sistema de Vibració:

a) Freqüència i Amplitud de Vibració

La freqüència i amplitud de vibració han de ser adequades per a la urea granulada:

Freqüència = 800-1000 RPM.

Amplitud = 4-6 mm.

b) Potència del Motor

La potència del motor depèn de la mida del cribrador i la freqüència de vibració:

Potència = 5-10 kW (per a cribradors d'aquesta mida)

6. Materials de Construcció:

Estructura de la tamissadora: Acer inoxidable AISI 304/316 per resistir la corrosió i assegurar-ne la durabilitat.

Malles de cribratge: Acer inoxidable o poliuretà resistent a l'abrasió.

11.21. Crusher (CR-701)

1. Capacitat de Producció:

Per a una producció de 1200 t/d:

Capacitat per hora (Q):

$$Q = 1200t/d / 24h/d = 50t/h$$

2. Distribució de mides:

- Partícules sobre mida (>4 mm): 15% de la producció total.

$$Q_{sobremida} = 0,15 \times 50 t/h = 7,5 t/h$$

2. Disseny del Triturador

a) Capacitat del Triturador

- Partícules sobre mida (>4 mm): 15% de la producció total.

$$Q_{sobremida} = 0,15 \times 50 t/h = 7,5 t/h$$

b) Tipus de Triturador

Per a la urea granulada, un triturador de rodets o un molí de martells és adequat.

4. Càlculs per al Triturador de Rodets

a) Dimensions del Rodet

La mida del corró depèn de la mida de les partícules i la capacitat del triturador. Assumint un corró amb un diàmetre (D) de 0,5 m i una longitud (L) d'1 m.

b) Velocitat del Rodet

La velocitat perifèrica del corró ha de ser prou alta per triturar els grànuls sense descompondre'ls excessivament.

Velocitat perifèrica (v): Aproximadament 1,5-2 m/s.

La velocitat de rotació (N) es calcula com:

$$v = \pi \cdot D \cdot N$$

Equació 11.20.1

$$N = v / (\pi D) = 2 / (\pi \times 0,5) = 1,27 \text{ rev/s} = 76,3 \text{ RPM}$$

c) Potència del Motor

La potència requerida per al triturador depèn del material i la capacitat:

- $P \simeq 5 \text{ kW}$ (per a trituradors d'aquesta mida)

5. Disseny del Reciclador:

El reciclador ha de ser capaç de manejar la mateixa capacitat que el triturador i alimentar els grànuls triturats novament al procés de granulació.

a) Sistema de transport

Un transportador de cargol o un transportador pneumàtic pot ser utilitzat per reciclar els grànuls triturats.

6. Càlculs per al Transportador de Cargol

a) Capacitat del transportador

El transportar ha de tenir capacitat de transportar tant les parícules que són eren massa grans i han estat triturades com les parícules que eren massa petites. Per tant:

$$Q_{transportador} = 15 \text{ t/h}$$

b) Dimensions del Cargol

Per a un transportador de cargol:

- Diàmetre del cargol (D): Assumint 0,3 m.
- Velocitat de rotació (N): Aproximadament 100 RPM.

c) Potència del Motor

La potència requerida per al transportador de cargol depèn del material i la capacitat:

- $P \approx 2\text{-}3 \text{ kW}$ (per a transportadors d'aquesta mida)

11.22. Canonades i bombes

11.22.1. Càlculs pel dimensionament de les canonades

A continuació, es mostren els càlculs realitzats pel dimensionament de les canonades de la planta. Per fer-los, a part dels coneixements adquirits durant el grau, s'han utilitzat diferents documents citats a la bibliografia^[1].

11.22.1.1. Diàmetre nominal

Per determinar el diàmetre nominal d'una canonada de secció circular s'ha de fer un primer càlcul del diàmetre intern d'aquesta a partir del cabal volumètric i de la velocitat típica de circulació del fluid que circula pel seu interior. A la *Taula 11.22.1* es mostren valors típics de velocitats de circulació dels fluids per canonades.

Taula 11.22.1. Velocitats típiques de circulació de fluids per canonades

Fluid	Tipus de flux	Velocitat (m/s)
Líquids poc viscosos	Flux per gravetat	0,15 - 0,30
	Entrada de bomba	0,3 - 0,9
	Sortida de bomba	1,2 - 3
	Línia de conducció	1,2 - 2,4
Líquids viscosos	Entrada de bomba	0,06 - 0,15
	Sortida de bomba	0,15 - 0,6
Vapor d'aigua		9,0 - 20
Aire o gas		9,0 - 30

El diàmetre intern es pot calcular a partir de l'*Equació 11.22.1*.

$$D_i = \sqrt{\frac{Q}{\pi/4 \cdot v}}$$

Equació 11.22.1

On:

- D_i és el diàmetre intern de la canonada en m.
- Q és el cabal volumètric en m³/s.
- v és la velocitat típica del fluid en les condicions de circulació en m/s.

El caudal volumètric s'ha obtingut a partir dels balanços de matèria prèviament calculats i s'ha utilitzat ASPEN HYSYS per determinar la densitat de cada corrent en funció de les condicions de circulació i així obtenir un valor més acurat del cabal volumètric.

Pel que fa a la velocitat de circulació, per líquids s'ha estimat una velocitat típica de 2m/s en les línies de d'impulsió i procés i 0,7m/s en els trams d'aspiració previs a les bombes. S'ha comprovat que la viscositat de tots els corrents és molt baixa de manera que es consideren velocitats per a líquids poc viscosos. La velocitat de gas, aire i vapor d'aigua s'ha considerat de 20 m/s.

A continuació, es mostra un exemple de càlcul de diàmetre intern per a una canonada de procés on circula amoníac i aigua en estat líquid amb un cabal de 48,46 m³/h, concretament per la canonada 100-M01-316L- 101.

$$Di = \sqrt{\frac{Q}{\pi/4 \cdot v}} = \sqrt{\frac{48,46 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1\text{h}/3600\text{s}}{\pi/4 \cdot 2\text{m/s}}} = 0,0925\text{m} = 92,5 \text{ mm}$$

Una vegada calculat el diàmetre intern es pot determinar el diàmetre nominal i el Schedule (gruix de la canonada). Per tal de garantir la correcta circulació i la integritat del procés, es torna a calcular el diàmetre intern una vegada seleccionat el DN i el gruix per tal d'assegurar que aquest és igual o superior al calculat fent la aproximació anterior. A la *Taula 11.22.2* es mostren els valors de DN i SCH per canonades d'acer inoxidable.

Taula 11.22.2 DN i SCHEDULE per tubs i canonades d'acer inoxidable

Nominal Pipe Size		Outside Diameter (mm)	Nominal Wall Thickness Schedule																
NPS	DN	OD	SCH 5s	SCH 10s	SCH 10	SCH 20	SCH 30	SCH 40s	SCH STD	SCH 40	SCH 60	SCH 80s	SCH XS	SCH 80	SCH 100	SCH 120	SCH 140	SCH 160	SCH XXS
1/8	6	10.3		1.24				1.73	1.73	1.73		2.41	2.41	2.41					
1/4	8	13.7		1.65				2.24	2.24	2.24		3.02	3.02	3.02					
3/8	10	17.1		1.65				2.31	2.31	2.31		3.20	3.20	3.20					
1/2	15	21.3	1.65	2.11				2.77	2.77	2.77		3.73	3.73	3.73				4.78	7.47
3/4	20	26.7	1.65	2.11				2.87	2.87	2.87		3.91	3.91	3.91				5.56	7.82
1	25	33.4	1.65	2.77				3.38	3.38	3.38		4.55	4.55	4.55				6.35	9.09
1 1/4	32	42.2	1.65	2.77				3.56	3.56	3.56		4.85	4.85	4.85				6.35	9.70
1 1/2	40	48.3	1.65	2.77				3.68	3.68	3.68		5.08	5.08	5.08				7.14	10.15
2	50	60.3	1.65	2.77				3.91	3.91	3.91		5.54	5.54	5.54				8.74	11.07
2 1/2	65	73	2.11	3.05				5.16	5.16	5.16		7.01	7.01	7.01				9.53	14.02
3	80	88.9	2.11	3.05				5.49	5.49	5.49		7.62	7.62	7.62				11.13	15.24
3 1/2	90	101.6	2.11	3.05				5.74	5.74	5.74		8.08	8.08	8.08					
4	100	114.3	2.11	3.05				6.02	6.02	6.02		8.56	8.56	8.56		11.13		13.49	17.12
5	125	141.3	2.77	3.40				6.55	6.55	6.55		9.53	9.53	9.53		12.70		15.88	19.05
6	150	168.3	2.77	3.40				7.11	7.11	7.11		10.97	10.97	10.97		14.27		18.26	21.95
8	200	219.1	2.77	3.76		6.35	7.04	8.18	8.18	8.18	10.31	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	20.62	23.01	22.23
10	250	273.1	3.40	4.19		6.35	7.80	9.27	9.27	9.27	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	21.44	25.40	28.58	25.40
12	300	323.9	3.96	4.57		6.35	8.38	9.53	9.53	10.31	14.27	12.70	12.70	17.48	21.44	25.40	28.58	33.32	25.40
14	350	355.6	3.96	4.78	6.35	7.92	9.53		9.53	11.13	15.09		12.70	19.05	23.83	27.79	31.75	35.71	
16	400	406.4	4.19	4.78	6.35	7.92	9.53		9.53	12.70	16.66		12.70	21.44	26.19	30.96	36.53	40.49	
18	450	457.2	4.19	4.78	6.35	7.92	11.13		9.53	14.27	19.05		12.70	23.83	29.36	34.93	39.67	45.24	
20	500	508	4.78	5.54	6.35	9.53	12.70		9.53	15.09	20.62		12.70	26.19	32.54	38.10	44.45	50.01	
22		559	4.78	5.54	6.35	9.53	12.70		9.53		22.23		12.70	28.58	34.93	41.28	47.63	53.98	
24	600	610	5.54	6.35	6.35	9.53	14.27		9.53	17.48	24.61		12.70	30.96	38.89	46.02	52.37	59.54	
26		660			7.92	12.70			9.53				12.70						
28	700	711			7.92	12.70	15.88		9.53				12.70						
30		762	6.35	7.92	7.92	12.70	15.88		9.53				12.70						
32	800	813			7.92	12.70	15.88		9.53	17.48			12.70						
34		884			7.92	12.70	15.88		9.53	17.48			12.70						
36	900	914			7.92	12.70	15.88		9.53	19.05			12.70						
38		965							9.53				12.70						
40	1000	1016						9.53		12.70									
42		1067				12.70	15.88		9.53	19.05			12.70						
44	1100	1118							9.53				12.70						
46		1168							9.53				12.70						
48	1200	1219							9.53			12.70							

El diàmetre intern calculat anteriorment s'aproxima a un valor de diàmetre extern similar però superior i s'escull un Schedule (la selecció del Schedule s'explica amb més detall al següent apartat). És recalcula el diàmetre intern i es determina la velocitat de circulació real.

A continuació es mostra el procés iteratiu per la canonada anterior.

$$Di = 92,5 \text{ mm} \rightarrow De = 114,3 \text{ (DN100)} \text{ i } \Delta x = 3.05 \text{ (SCH 10S)}$$

$$Direal = 114,3 - 2 \cdot 2,11 = 110,8 \text{ mm}$$

$$v_{real} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \cdot Direal^2} = \frac{0,0135 \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{4} \cdot \left(\frac{110,4}{1000} \text{ m}\right)^2} = 1,4 \text{ m/s}$$

Com que el diàmetre intern real es superior al diàmetre intern prèviament aproximat i la velocitat real de circulació s'ajusta dins del rang de velocitats típiques es conclou que el DN escollit és el correcte. En el cas de que algun d'aquests dos criteris no fos correcte, s'hauria de seleccionar un altre diàmetre extern i fer el càlcul.

11.22.1.2. Schedule i pressió

Donades les condicions d'operació d'alta pressió és important que les canonades resisteixin la pressió interna del corrent i per això és fonamental seleccionar un gruix adient. Per determinar el Schedule s'ha utilitzat unes taules de referència de l'empresa SANDVIK^[2], que d'acord amb les normatives europees (DIN), determinen la pressió màxima que pot suportar un tub en funció del diàmetre nominal i de la temperatura de circulació. A més per tal de comprovar que realment la canonada està correctament dimensionada, s'ha calculat la pressió interna màxima a partir de l'Equació 11.22.2.

$$P = \frac{2 \cdot \sigma_{zul} \cdot N^v \cdot \Delta x}{De}$$

Equació 11.22.2

On:

- P és la pressió interna màxima del tub en bar.
- σ_{zul} és la tensió admissible del material en N/mm².
- N^v és el factor de soldadura =1.
- Δx és el gruix del tub en mm.

La tensió admissible s'ha considerat la de l'acer inoxidable 316L de 137,9 N/mm² i la del Safurex de 250N/mm². En aquest cas, també es fa un procés iteratiu pel que fa al gruix de la paret, si amb el SCHEDULE seleccionat la pressió interna màxima és inferior a la pressió de disseny, s'ha d'escollir un valor major.

A continuació, es mostra el procediment càlcul per la canonada 100-M01-316L- 101 per un SCH de 5S (2,11 mm de gruix).

$$P = \frac{2 \cdot 137,9 \text{ N/mm}^2 \cdot 1 \cdot 2,11 \text{ mm} \cdot 10 \frac{\text{bar}}{\text{N/mm}^2}}{114,3 \text{ mm}} = 50,91 \text{ bar}$$

La pressió de disseny que s'ha escollit serà d'un 20% superior a la pressió d'operació per a totes les canonades de la planta (*Equació 11.22.3*). En el cas de l'exemple anterior la pressió d'operació del corrent és de 8,2 bar de manera que:

$$P_{\text{disseny}} = 1,2 \cdot P_{\text{operació}}$$

Equació 11.22.3

$$P_{\text{disseny}} = 1,2 \cdot 8,2 = 9,84 \text{ bar}$$

Com que la pressió interna màxima del tub és superior a la pressió de disseny, es pot afirmar que el gruix escollit per un Schedule de 5S és suficient per aquesta canonada. Si la pressió de disseny fos superior, s'hauria utilitzar un guix més gran

11.22.1.3 Aïllament tèrmic

Tal com s'explica al *Capítol 4*, totes les canonades que operen a temperatures superiors a 40°C estaran aïllades amb llana de roca. El càlcul del gruix d'aïllant es fa a partir de l'*Equació 11.22.4*.

$$d = \frac{D}{2} \cdot \left[\exp \left(\frac{\lambda}{\lambda_{\text{ref}}} \cdot \ln \left(\frac{D + 2 \cdot d_{\text{ref}}}{D} \right) - 1 \right) \right]$$

Equació 11.22.4

On:

- d és el gruix mínim d'aïllant en mm.
- D és el diàmetre extern de la canonada en mm
- λ és la conductivitat tèrmica de l'aïllant a la temperatura d'operació en W/m·K.
- λ_{ref} és la conductivitat tèrmica de referència d'aïllant que a 100°C té un valor 0.045W/m·K.
- d_{ref} és el gruix mínim de referència de l'aïllant en mm.

Els valors de les conductivitats tèrmiques de la llana de roca es mostren a la *Taula 11.22.3*. Donades les condicions de temperatura i el diàmetres de les canonades de la planta, el material aïllant que s'ha considerat és el TECH Wired Mat MT 4.1^[3].

Taula 11.22.3 Conductivitat tèrmica en funció de la temperatura i el material

Producto	Lana de Vidrio	Lana de Roca	Lana ULTIMATE	Conductividad Térmica (λ)												Reac- ción al fuego	Formato	Rango T+ (°C)
				T+	50	100	150	200	250	300	400	500	550	600	650			
AISLAMIENTO TÉRMICO Y CALORIFUGADO PARA TUBERÍAS																		
TECH PIPE Section MT 4.0	+			λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	-40- 400
TECH PIPE Section MT 4.1		+		λ	0,038	0,045	0,054	0,063	0,073	0,084	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 640
U-TECH PIPE Section MT 4.0			+	λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 660
TECH Wired Mat MT 3.1		+		λ	0,040	0,047	0,057	0,067	-	0,094	0,134	0,173	0,200	-	-	A1	Manta	hasta 560
TECH Wired Mat MT 4.2		+		λ	0,041	0,047	-	0,065	-	0,090	0,124	0,167	0,217	-	-	A1	Manta	hasta 600
TECH Wired Mat MT 5.1		+		λ	0,039	0,045	0,052	0,061	-	0,081	0,106	0,137	-	0,175	0,195	A1	Manta	hasta 660
TECH Wired Mat MT 6.1		+		λ	0,040	0,045	0,051	0,058	-	0,076	0,098	0,124	-	0,156	0,174	A1	Manta	hasta 680

A la *Taula 11.22.4* s'observa el guix mínim d'aïllant en funció de la temperatura i del diàmetre nominal.

Taula 11.22.4 Guix mínim d'aïllant de referència

Tuberías		°C Temperatura del fluido ≤									
Diámetro nominal		100	150	200	250	300	350	400	450	500	550
Di (")	Di (mm)	Espesor de aislamiento (mm)*									
1	34	40	50	60	80	100	120	120	140	160	200
1 1/2	48	50	60	80	80	100	120	140	160	180	200
2	60	50	60	80	100	100	120	140	160	190	210
2 1/2	73	60	80	100	100	110	130	140	170	190	210
3	89	60	80	100	110	110	130	150	180	200	220
4	114	80	80	110	110	120	140	160	180	210	240
6	168	80	80	110	120	130	150	170	190	230	260
8	219	80	100	120	130	130	160	180	200	240	270
10	273	100	100	120	130	140	170	190	210	250	290
12	324	100	100	120	130	140	170	200	220	260	300
14	356	120	120	130	140	140	180	200	230	260	300
16	407	120	120	130	140	150	180	200	230	270	310
18	457	120	120	130	140	150	180	210	240	280	320
20	508	120	120	130	140	150	190	210	240	280	320
22	559	120	130	140	150	150	190	220	250	290	330
24	609	130	140	140	150	150	190	220	250	290	330

TECH Pipe Section MT 4.0* TECH Pipe Section MT 4.1* TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 3.1 (2 o 3 capas)*
 TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 4.2 (2 o 3 capas)* TECH Wired Mat MT 4.2* TECH Wired Mat MT 5.1*
 TECH Wired Mat MT 6.1*

A continuació es mostra el càlcul del guix d'aïllant tèrmic de la canonada *150-M05-SFX-213* que circula a 210°C aproximadament. Interpolant s'obté que la conductivitat tèrmica a 210°C és de 0,065 W/m·K.

$$d = \frac{168,3}{2} \cdot \left[\exp \left(\frac{0,065}{0,045} \cdot \ln \left(\frac{168,3 + 2 \cdot 80}{168,3} \right) - 1 \right) \right] = 81,27 \text{ mm}$$

Per les canonades que van aïllades, la temperatura d'operació i de disseny serà la mateixa però les que no portin aïllant la temperatura de disseny serà un 20% a la d'operació, tal com es pot veure a l'*Equació 11.22.5*.

$$T_{\text{disseny}} = 1,2 \cdot P_{\text{operació}}$$

Equació 11.22.5

11.22.2. Càlcul pel disseny de bombes

Per dissenyar les bombes de planta, inicialment s'han de calcular les pèrdues d'energia mecànica del corrent a causa del fregament d'aquest amb les parets de les conduccions i dels accessoris per on circula. Aquestes pèrdues estan directament relacionades amb el valor del número de Reynolds calculat a partir de l'*Equació 11.22.6*.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$$

Equació 11.22.6

On:

- Re és el mòdul adimensional del número de Reynolds.
- ρ és la densitat del fluid en kg/m³.
- v és la velocitat del fluid en m/s.
- D és el diàmetre intern de la canonada en ,.
- μ és la viscositat del fluid en Pa·s.

Els paràmetres necessaris pel càlcul del Reynolds s'han obtingut amb ASPEN HYSYS. El valor d'aquest mòdul adimensional determina el règim de circulació del fluid de manera que:

- Si $Re < 200$ serà un règim laminar.
- Si $2000 < Re < 4000$ es considera règim de transició.
- Si $Re > 4000$ serà règim turbulent.

Les pèrdues per fricció en trams rectes es calculen mitjançant l'*Equació 11.22.7*.

$$e_{v \text{ recte}} = 4f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \frac{L}{D}$$

Equació 11.22.7

On:

- $4f$ és el factor de fricció de Fanning.
- v és la velocitat del fluid en m/s.
- L és la longitud de la canonada en m.
- D és el diàmetre intern de la canonada en m.

Per conèixer el factor de fricció de Fanning es fa servir l'àbac de Moody (*Figura 11.22.2.1*). Aquest relaciona la rugositat relativa del material de construcció de la canonada amb el número de Reynolds. Per determinar la rugositat relativa s'utilitza l'*Equació 11.23.8* i, donat que totes les canonades de la planta són d'acer inoxidable, la rugositat serà de $4,6 \cdot 10^{-5}$ m en totes les conduccions.

$$\text{Rugositat relativa} = \frac{\varepsilon}{D}$$

Equació 11.22.8

On:

- ε és la rugositat del material en m.
- D és el diàmetre intern de la canonada en m.

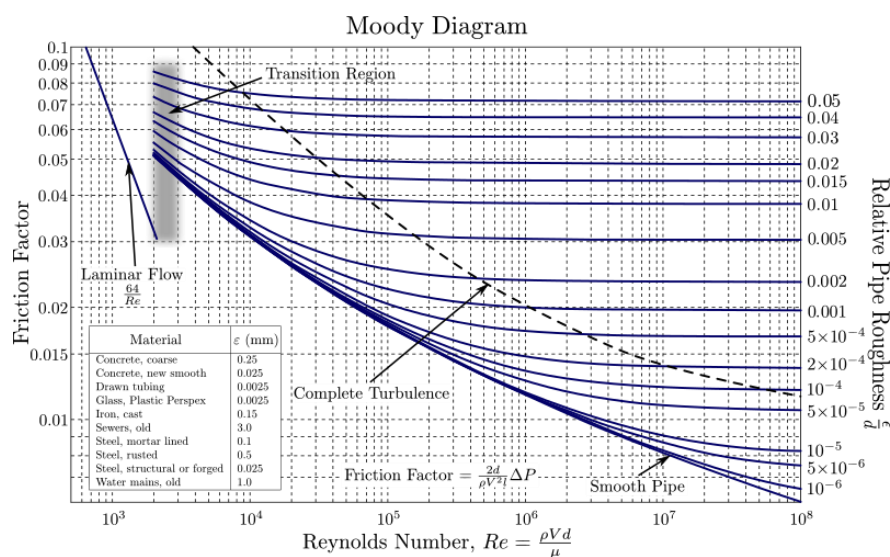


Figura 11.22.1 Àbac de Moody

Les pèrdues de càrrega per accidents es calculen a partir de l'Equació 11.22.9.

$$e_{vacc} = K \cdot \frac{v^2}{2}$$

Equació 11.22.9

On:

- K és el coeficient de l'accident.
- v és la velocitat del fluid en m/s.

A la Figura 11.22.2 es mostren els coeficients per a diferents tipus d'accidents.

ACCIDENT	K	ACCIDENT	K
Entrada/sortida circuit		Vàlvula de diafragma	
Entrada encanonada	0,78	oberta	2,3
Entrada cantells vius	0,50	¾ oberta	2,6
Entrada arrodonida	0,04	½ oberta	4,3
Sortida encanonada	1,00	¼ oberta	21,0
Sortida cantells vius	1,00	Vàlvula de seient	
Sortida arrodonida	1,00	oberta	9,0
Colzes/ Unions		¾ oberta	13,0
Colze de 45° standard	0,35	½ oberta	36,0
Colze de 45° gran curvatura	0,20	¼ oberta	112,0
Colze de 90° standard	0,75	Vàlvula angular oberta	2,0
Colze de 90° gran curvatura	0,45	Vàlvula de bola	
Colze de 90° petita curvatura	1,3	oberta	0,05
Corba de 180°	1,5	20°	1,56
T standard ús com a colze	1,0	40°	17,3
T standard amb bifurcació tancada	0,4	60°	206,0
T standard amb divisió de cabal	1,0 (a)	Vàlvula de papallona	
Unió roscada	0,04	oberta	0,24
Maneguet d'unió	0,04	20°	1,54
Vàlvula comporta		40°	10,8
oberta	0,17	60°	118,0
¾ oberta	0,90	Vàlvula de retenció (oberta)	
½ oberta	4,5	de frontissa (columpio, charera)	2,0
¼ oberta	24,0	de bola	70,0
Cabalímetres mecànics		de disc	10,0
de disc	7,0	Canvi de diàmetre	
de pistó	15,0	Estretament/	** (b)
rotatori	10,0	Eixamplament	** (b)
de turbina	6,0		

Figura 11.22.2 Coeficients d'accidents.

Les pèrdues totals de càrrega es calculen amb l'Equació 11.22.10

$$e_v = e_{v \text{ recte}} + e_{v \text{ acc}}$$

Equació 11.22.10

Una vegada calculades les pèrdues per fricció es pot calcular la càrrega total de la bomba a partir de l'Equació 11.22.11.

$$h = (z_2 - z_1) + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} + 0.5 \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + e_v \right)$$

Equació 11.22.11

On:

- h és la càrrega de la bomba en m.
- z és l'altura en m.
- g és la gravetat en m/s².
- P_1 i P_2 són respectivament les pressions d'aspiració i d'impulsió en Pa.
- ρ és la densitat en kg/m³.
- v és la velocitat en m/s.
- α és el coeficient de correcció d'energia cinètica, aquest tindrà un valor de 1 per règims turbulents i 0.5 en règims laminars.
- e_v és pèrdua de càrrega total del sistema m²/s².

Amb la càrrega calculada es pot calcular la potència de la bomba amb l'Equació 11.22.12.

$$P = h \cdot g \cdot \rho \cdot Q \cdot \frac{1}{\eta}$$

Equació 11.22.12

On:

- P és la potència en W.
- h és la càrrega de la bomba en m.
- g és la gravetat en m/s².
- ρ és la densitat en kg/m³.
- Q és el cabal volumètric en m³/s.
- η és el rendiment de la bomba que s'ha considerant del 75% en tots els casos.

Finalment, es calcula el NPSH disponible amb l'Equació 11.22.13 per tal d'assegurar que no hi hauran problemes de cavitació.

$$NPSH_{disp} = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left[\left(\frac{P - P_v}{\rho} \right) + \frac{v^2}{2 \cdot \alpha} - e_v \right]$$

Equació 11.22.13

On:

- $NPSH_{disp}$ és el "Net Positive Suction Head" en m.
- Δz és la diferència d'altura en m.
- g és la gravetat en m/s^2 .
- P és la pressió d'operació de la canonada en Pa.
- P_v és la pressió de vapor del fluid a la temperatura d'operació en Pa.
- ρ és la densitat en kg/m^3 .
- v és la velocitat en m/s .
- α és el coeficient de correcció d'energia cinètica, aquest tindrà un valor de 1 per règims turbulents i 0,5 en règims laminars.
- e_v és pèrdua de càrrega total del sistema m^2/s^2 .

A continuació, es mostra tot el procediment de càlcul dut a terme per calcular els paràmetres de les bombes BE-DS601-1/2.

$$Re \text{ (aspiració)} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} = \frac{938,10 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{0,67m}{s} \cdot 0,1083m}{0,000237 Pa \cdot s} = 289.402$$

$$Re \text{ (impulsió)} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} = \frac{938,10 \frac{kg}{m^3} \cdot 1,25 \frac{m}{s} \cdot 0,0829m}{0,000237 Pa \cdot s} = 378.073$$

Com que $Re > 4000$ es considera règim turbulent.

$$Rugositat \text{ relativa} = \frac{\varepsilon}{D} = \frac{4,6 \cdot 10^{-5}}{0,1083} = 4,247 \cdot 10^{-4}$$

Tal com es pot veure a la *Figura 11.22.3*, amb l'àbac de Moody s'obté que el valor del factor de fricció es d'aproximadament 0,0195 i 0,02.

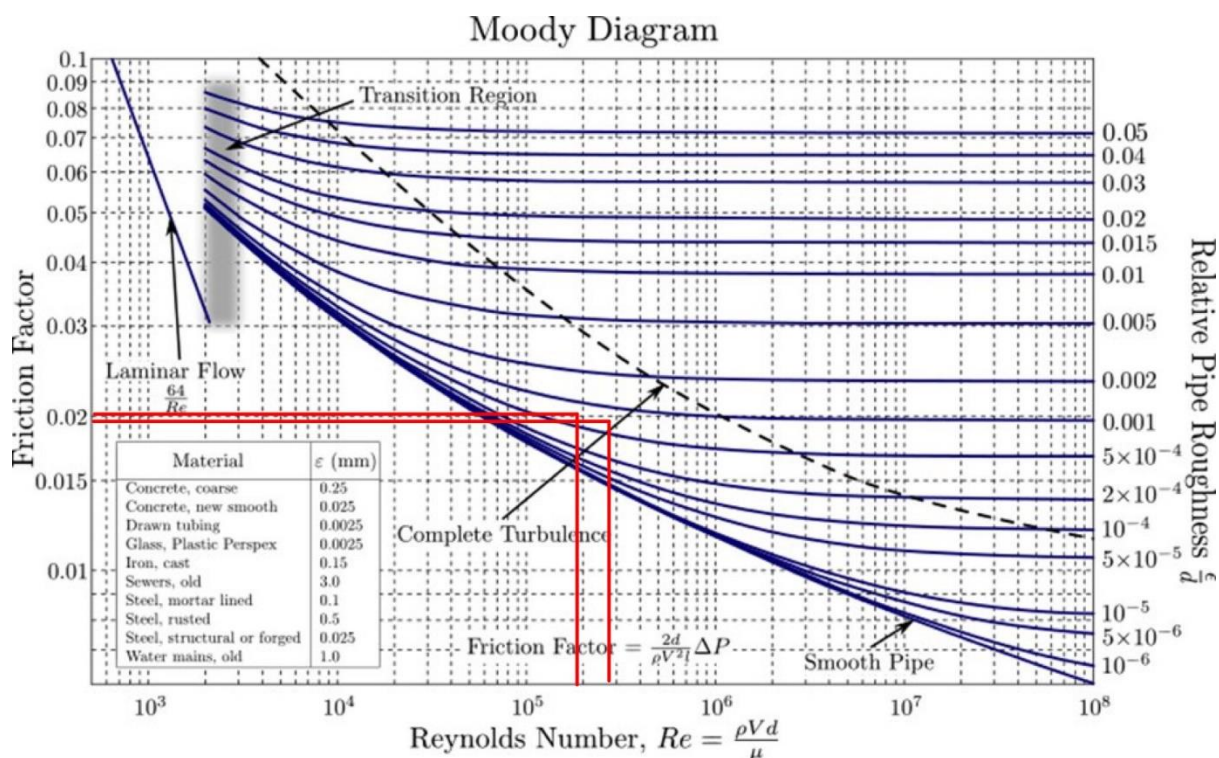


Figura 11.22.3 Àbac de Moody amb els valors marcats.

$$e_{v \text{ recte}} = 0.02 \cdot \frac{0.67^2}{2} \cdot \frac{2.5}{0.1083} + 0.0195 \cdot \frac{1.25^2}{2} \cdot \frac{2.5}{0.0829} = 0.563 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$e_{v \text{ acc}} = 4.79 \cdot \frac{0.67^2}{2} + 4.49 \cdot \frac{1.25^2}{2} = 4.58 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$e_v = 0.563 + 4.58 = 5.146 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$h = \frac{1}{9.8} \cdot \left(\frac{1100000 - 200000}{938.10} + 0.5 \cdot \left(\frac{1.25^2}{1} - \frac{0.67^2}{1} \right) + 4.58 \right) = 98.42 \text{ m}$$

$$P = 98.42 \cdot 9.81 \cdot 938.10 \cdot \frac{22.36}{3600} \cdot \frac{1}{0.75} = 7500.83 \text{ W} = 7.5 \text{ KW}$$

$$NPSH_{disp} = \frac{1}{9,81} \cdot \left[\left(\frac{1100000 - 158500}{938,10} \right) + \frac{1,25^2}{2 \cdot 1} - 4,58 \right] = 101,91 \text{ m}$$

Totes les bombes de la planta s'han calculat amb el mateix procediment de càlcul. A més, s'han confirmat els valors calculats amb les dades obtingudes amb ASPEN HYSYS.

11.23. Bibliografia

- [1] Nayyar, M. L. (Ed.). (2000). *Piping handbook* (7th ed.). McGraw-Hill.
- [2] Sandvik (n.d) ¿Qué presión puede aguantar un tubo? Según DIN y ANSI. SANDVIK
- [3] Saint-Gobain Isover Ibérica, S.L. (2024). *Ficha técnica: TECH Pipe Section MT 4.1*. <https://www.isover.es/documents/ficha-tecnica/ft-tech-pipe-section-mt-4.1-es.pdf>
- [4] Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2005). *Chemical process equipment: Selection and Design*. Elsevier.
- [5] Green, D. W., & Southard, M. Z. (2018). *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 9th Edition*. McGraw Hill Professional.
- [6] Kern, D. Q. (2019). *Process heat transfer*. Echo Point Books & Media.
- [7] Ludwig, E. E. (1965). *Applied process design for chemical and petrochemical plants*.
- [8] Ludwig, E. E. (2001). *Applied Process Design: For Chemical and Petrochemical Plants. Contains process design and equipment details for heat transfer, refrigeration systems, compression equipment, reciprocating compression and mechanical drivers*.
- [9] Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1980). *Plant design and economics for chemical engineers*. McGraw-Hill Companies.
- [10] Smith, R. (2016). *Chemical process design and integration*. John Wiley & Sons.
- [11] Thulukkanam, K. (2013). *Heat Exchanger Design Handbook, second edition*. CRC Press.
- [12] Towler, G., & Sinnott, R. (2012). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Elsevier.
- [13] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. (2003).