

Universitatea Tehnică “Gheorghe Asachi”, IAȘI

Facultatea de Inginerie Chimică și Protecția Mediului „Cristofor Simionescu”

PROIECT FENOMENE DE TRANSFER

Prof. Îndrumător, Șef lucrări dr. ing.

Student:

Grupa:

An universitar

I Tema de proiectare

I.1 Prezentarea temei

I.2 Modul de operare si schema bloc

II.Procese tehnologice de fabricație. Procesul tehnologic adoptat

II.1 Procese tehnologice de fabricatie

II.2 Procesul tehnologic adoptat

II.3 Schema tehnologică a procesului de fabricație. Descrierea Procesului tehologic

III.Proiectarea tehnologică a utilajelor

III.1 Materiale folosite pentru construcția utilajelor în industria chimică

III.2. Dimensionarea coloanei de desorbție

III.2.1 Alegerea tipului de coloana

III.2.2.Umpluturi pentru coloane

III.2.3. Bilanț de materiale pe coloana de absorție

III.2.4. Bilanțul termic pentru coloana de absorție

III.2.5. Calculul diametrului coloanei de absorție

III .2.6. Calculul înălțimii coloanei de absorție

III.2.7.Calculul pierderii de presiune la curgerea gazului prin umplutură

III.2.8. Calculul caderii de presiune la curgerea gazului prin umplutură

III.2.9. Calculul racordurilor coloanei de desorbție

III.3. Calculul coloanei de absorbtie

III.3.1. Bilanțul termic al coloanei de desorbție

III.3.2. Calculul izolației termice a coloanei de desorbție

III.3.3. Calculul pompei centrifuge

III.3.4. Calculul rezervoarelor

IV. Bibliografie

V. Planșe

I.TEMA DE PROIECTARE

I.1. Prezentarea temei

Să se proiecteze o instalație pentru separarea amoniacului în apă prin absorbția dintr-un amestec gazos(aer-amoniac). Procedeul presupune și desorbția amoniacului din amestecul lichid. Datele de proiectare sunt:

- Presiunea de lucru în coloana de lucru o atmosferă;
- Debitul volumetric de amestec gazos aer-amoniac ce trebuie prelucrat $M_v = \quad \text{m}^3/\text{s}$;
- Concentrația inițială a amoniacului în amestecul gazos $y_{Ai} = \quad \% \text{ vol}$;
- Randamentul de separare a amoniacului în urma absorbției(grad de separare) $\eta_a = \quad \%$;
- Temperatura inițială a amestecului gazos $T_{gi} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- Temperatura inițială a absorbantului(apă) $T_{ai} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$;
- Coloana de absorbție poate fi complet automatizată. Aceasta funcționează în regim continuu 300 zile/an cu câte trei schimburi pe zi;

Utilitățile necesare în procesul tehnologic se asigură de pe platforma industrială pe care se realizează investiția.

Utilități	Caracteristici
Apă industrială	15 °C
Abur saturat	2 ata
Curent electric	380 V, 50Hz 220 V, 50Hz

I.2 Modul de operare și schema bloc

Procesul tehnologic de separare cuprinde 6 operații distincte: Absorbția, Recuperare căldură, Desorbție, Condensarea, Răcire și Separarea picaturilor.

Amestecul gazos de aer și amoniac este supus separării prin absorbția amoniacului în apă.

Soluția obținută este preîncalzită cu lichidul rezultat la desorbție și introdusă în coloana de desorbție din care rezultă o fază lichidă și una gazoasă.

Faza gazoasă, formată din amoniac (componentul activ) și vapori de apă trece într-un condensator (pentru condensarea vaporilor) și apoi în separatorul de picături. Amoniacul este trimis la utilizator.

Soluția rezultată la desorbție trece printr-un recuperator de căldură și apoi, este răcită cu apă de la turnul de răcire și recirculată la coloana de absorbție.

Schema bloc a instalației de absorbție este prezentată în figura I.1.

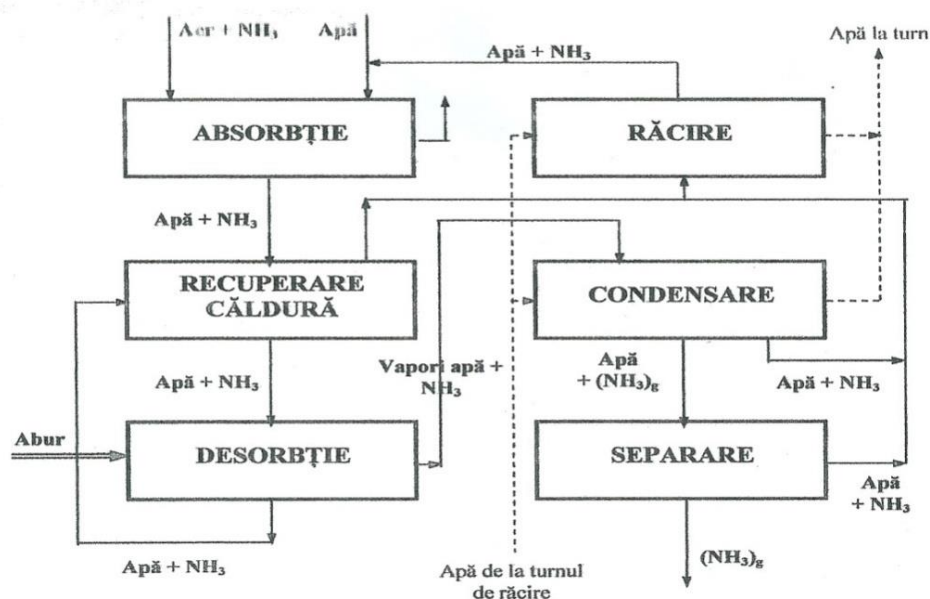


Fig. I.1. Schema bloc a instalației de absorbție

II. PROCESE TEHNOLOGICE DE FABRICAȚIE. PROCESUL TEHNOLOGIC ADOPTAT

II.1. Procesul tehnologic de fabricație

Un amestec gazos aer-amoniac se poate separa prin diverse metode: adsorbție, absorbție, lichefiere urmată de rectificare, difuziune prin membrane selective .

Adsorbția este o operație de transfer de masă prin care sistemul gazos este separat prin reținerea componentului activ pe suprafața unui lichid sau solid. Reținerea componentului este determinată de interacțiunile moleculare dintre adsorbant și adsorbit. Funcție de natura interacțiunilor care au loc, adsorbția este de mai multe tipuri:

- Adsorbția fizică – este efect al forțelor Van der Waals și are loc în stratul superficial mono- sau polimolecular. Fluxul de component adsorbit scade cu creșterea temperaturii, stabilirea echilibrului în sistem este rapidă, iar căldura de adsorbție este de ordinul căldurii de condensare.

- Adsorbția chimică (chemosorbția) – este rezultat al legăturilor de natura chimică între adsorbant și componentul adsorbit. Fluxul de component reținut crește cu creșterea temperaturii, echilibrul între faze se stabilește lent, iar căldura de adsorbție este comparabilă cu căldura de reacție.

Persorbția - caz particular al adsorbției chimice ce constă în reținerea componentului activ în golurile structurale ale adsorbantului. Principalele aplicații ale adsorbției sunt caracterizate prin reținerea unor particule mici sau a unor componenți cu concentrare mică în sistemul separat.

În industria chimică adsorbția este folosită ca operație de separare, purificare și recuperare: rafinarea produselor petroliere, cerurilor, grăsimilor, zaharului, decolorarea lichidelor, uscarea gazelor, conditionarea aerului.

Absorbția – este operația de separare a unui sau a mai multor componenți dintr-un amestec gazos pe baza solubilității diferite a acestora într-un lichid numit absorbant.

Absorbția poate avea loc fie prin dizolvarea gazului în lichid-absorbție fizică, fie printr-o reacție chimică între gaz și absorbant-chemosorbție. În ambele cazuri absorbția este însoțită de efecte termice a căror mărime depinde de natura celor două faze și de concentrația componenților.

Principalele aplicații ale absorbției sunt: separarea CO₂ prin absorbție în apă sub presiune sau în etanolamina, separarea benzenului din gazele de cocserie prin absorbția în ulei de gudron, separarea oxigenului de azot din amestecul rezultat la sinteza amoniacului, separarea compușilor sulfului.

O aplicație importantă a absorbției o constituie controlul calității aerului.

Lichidul folosit ca absorbant trebuie să fie selectiv pentru componentul care ne interesează, ieftin și

ușor de procurat, să nu fie toxic, inflamabil și coroziv.

Alegerea absorbantului ia în considerare natura componentului separat, concentrația acestuia în amestecul gazos și gradul de separare dorit.

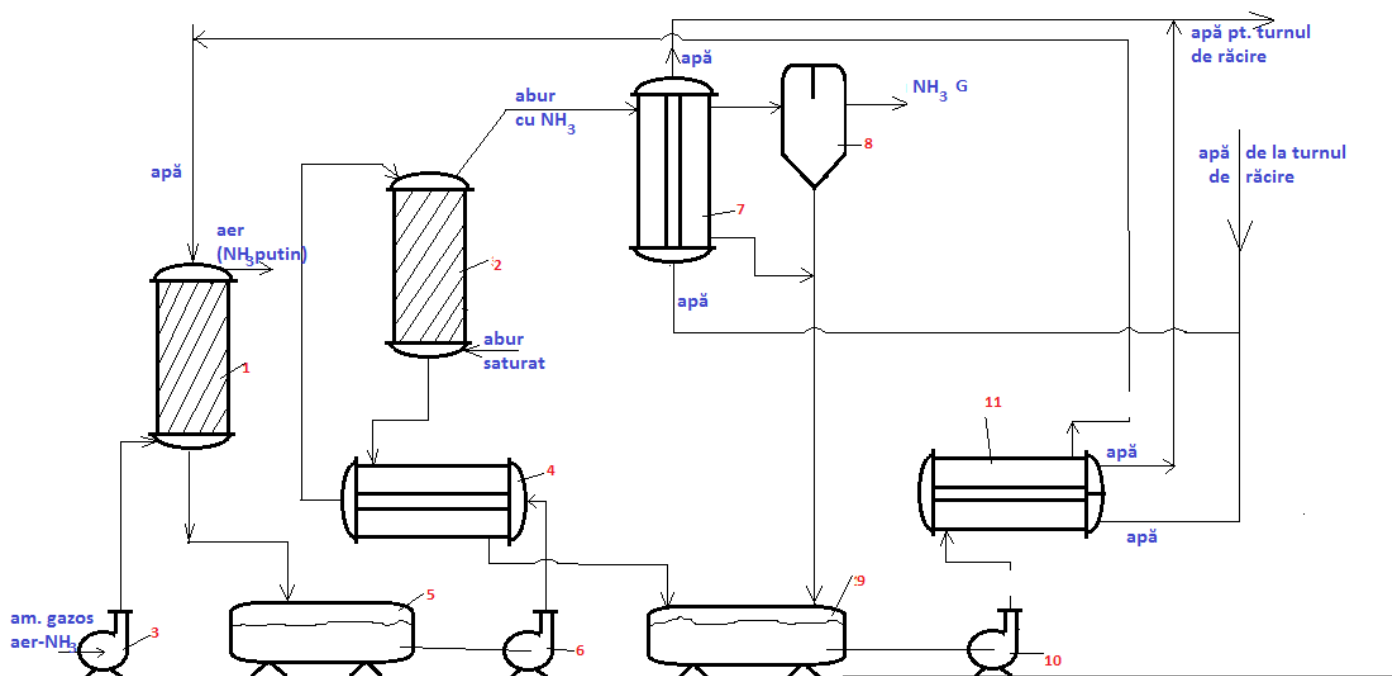
Faza lichidă rezultată în urma absorbției este de cele mai multe ori, supusă operației de desorbție iar lichidul este recirculat .

II.2. Procesul tehnologic adoptat

Pentru separarea amestecului gazos, aer-amoniac, se alege ca metodă de separare absorbția în apă a amoniacului, ținând cont de următorii factori:

- Capacitatea de producție este relativ mare;
- Concentrația amoniacului în amestecul inițial este relativ mică
- Gradul de puritate impus pentru produsul final este mare;
- Materiile prime folosite au agresivitate chimică mare;
- Costul materiei prime;
- Costul investiției, al exploatării și al întreținerii instalației este relativ mic;
- Instalația de absorbție poate fi complet automatizată;

II.3. Schema tehnologică a procesului de fabricație. Descrierea procesului tehnologic



Amestecul gazos aer-amoniac este alimentat cu ajutorul unui alimentator (3) în coloana de absorbție (1), circulând ascendent. Pe partea superioară a coloanei este introdusă apă sau absorbantul care se prelinge sub formă de film subțire pe corpurile umpluturii din coloană, sub acțiunea forței gravitaționale; În acest mod cele 2 faze circulă în contracurent, suprafața de contactare (aria de transfer de masă) fiind mare.

La partea superioară a coloanei (1) se separă aer cu foarte puțin NH_3 iar la partea inferioară a fazei lichide bogată în amoniac ce este depozitată prin cădere liberă în rezervorul (5) de unde cu ajutorul pompei centrifuge (6) este trimisă spre coloana de desorbție (2), în prealabil fiind preîncălzită în recuperatorul (4) pe baza conținutului de căldură al soluției rezultate din coloana de desorbție.

În coloana de desorbție are loc procesul de desorbție al amoniacului din faza lichidă. Pentru aceasta se utilizează abur saturat introdus pe la baza coloanei (2), aceasta având un dublu rol: furnizează energia termică necesară desorbției amoniacului din faza lichidă și antrenează amoniacul, pe la partea superioară a coloanei (2) obținându-se un amestec gazos de amoniac și vaporii de apă. Aceasta este trimisă în condensatorul (7) în care are loc condensarea vaporilor de apă, utilizând ca agent termic (de răcire), apa provenită de la turnurile de răcire existente pe platforma industrială. La partea superioară a condensatorului rezultă amoniac în stare gazoasă și picături de apă care sunt supuse separării în separatorul inerțial (8). La partea superioară a acestuia se obține amoniac în stare gazoasă iar la partea inferioară picăturile de apă ce sunt trimise spre depozitare în rezervorul (9), împreună cu soluția rezultată din recuperatorul (4).

Cu ajutorul pompei centrifuge (10) faza lichidă din rezervorul (9) ce conține preponderent apă este trimisă spre răcire în schimbătorul de căldură (11), utilizând ca agent termic apa provenită de la turnurile de răcire, în vederea recirculării în coloana de absorbție (1).

Apa caldă rezultată din condensatorul (7) și schimbătorul de căldură (11) este trimisă spre răcire la turnurile în vederea recirculării.

Amoniaca gazos obținut poate fi trimis spre utilizator.

III. PROIECTAREA TEHNOLOGICĂ A UTILAJELOR

III.1. Metode folosite pentru construcția utilajelor în industria chimică

Materialul cel mai utilizat în construcția utilajelor în Industria Chimică este tabla din oțel laminat. Funcție de compoziția sa chimică, tabla din oțel poate fi: -oțel carbon, oțel slab aliat, oțel aliat.

Tabla din oțel carbon și oțel slab aliat se utilizează des în construcția utilajelor care prelucrează fluide netoxice, neinflamabile și care nu sunt explozive.

Pentru medii care produc coroziune chimică puternică, se recomandă table de oțel-carbon sau oțel slab aliat, placate cu oțel anticoroziv înalt aliat. Grosimea placajului este de $\approx 10\%$ din grosimea stratului.

Pentru recipienti cu dimensiuni mai mici de 3000 mm care lucrează la presiuni de calcul interioară de 0,3 - 0,6 MPa, se recomandă utilizarea fontei (presiuni interioare de calcul între 0,6 – 1,2 MPa). Fonta cu adaosul de Crom, Nichel, Molibden, poate fi utilizată în medii corozive cum ar fi acizi, detergenți. La contact cu Ni este rezistentă la soluții alcaline concentrate, acid sulfuric sau alți acizi organici la temperaturi de 850°C.

Pentru construcția recipientilor pot fi folosite: materiale metalice neferoase cum ar fi: Cupru, Aluminiu, Nichel, Titan, Molibden. Cuprul și aliajele lui sunt folosite pentru medii corozive la temperaturi de sub 250°C. Aluminiu poate fi folosit pentru temperaturi mai mici de 200°C pentru medii puternic corozive. Nichelul, în stare pură sau aliat, poate fi folosit pentru alcalii topite.

Materialele nemetalice, anorganice (sticla, porțelanul, gresia) pot fi folosite pentru temperaturi foarte înalte.

Materialele nemetalice, organice (polietilena, PVC) se pot folosi pentru construcția recipientilor, dar și pentru protecția anticorozivă.

Ținând cont de caracteristicile amestecului aer-amoniac, dar și de costul investiției, coloana de absorție va fi construită din tablă de oțel-carbon[1].

Probleme de coroziune

Materialele metalice sau nemetalice suferă în timpul exploatării un proces de degradare chimică sau electrochimică.

Coroziunea este un proces complex de distrugere a materialului datorită acțiunii mediului cu care vine în contact prin procese chimice și electrochimice ce se desfășoară la interfața metal-gaz, metal-lichid.

Reacțiile de coroziune pot fi cuprinse în 3 tipuri de procese: coroziune cu degajare de hidrogen, coroziune cu reducere de oxigen, coroziune cu reducere de ioni ferici.

În industria chimică se întâlnesc frecvent coroziuni prin reducerea ionilor ferici, datorită contactului dintre metal și soluții de diverse substanțe chimice.

Principali factori care influențează coroziunea sunt: oxigenul (intensifică coroziunea mai ales în medii cu pH cuprins între 6 și 8), viteza fluidelor vehiculate (fenomenul de cavitație), abrazivitatea fluidelor, acțiunea simultană a solicitării mecanice și chimice sau electrochimice intensifică coroziunea, tensiuni apărute periodic pot determina coroziunea la oboseală, defecte de proiectare, de execuție sau de exploatare (fante, depuneri), variația compoziției mediului de lucru, creșterea temperaturii mediului agresiv determină creșterea exponențială a vitezei de coroziune, umiditatea, impuritățile pot intensifica sau inhiba coroziunea, gradul de poluare a atmosferei de lucru (prezența unor gaze intensifică coroziunea).

Mijloacele de combatere a coroziunii sunt: realizarea unor suprafețe uniforme, realizarea polarizării cuplurilor de coroziune care pot să apară, protecția metanului cu un strat de oxizi sau alt material, reducerea agresivității mediului de lucru folosind inhibitori sau prin modificarea procesului tehnologic.

III.2. Dimensiunea coloanei de absorbție

III.2.1. Alegerea tipului de coloană

Utilajele folosite pentru absorbție pot fi clasificate, după principiul de funcționare, în patru categorii:

- absorbere de suprafață
- absorbere cu pulverizare
- absorbere cu barbotare
- absorbere cu peliculă (film).

Absorberele de suprafață (turile, vase Cellarius, serpentine) confecționate din gresie, ceramică, grafit, cuarț au suprafață de contact mică și eficacitate redusă. Ele se folosesc numai pentru gaze ușor solubile.

Absorberele cu pulverizare (coloane cu stropire, absorbere cu discuri, cu trunchi de con, cu strat fluidizat trifazic) au suprafața de contact la suprafața picăturilor de lichid. Cu cât finețea picăturilor și viteza gazului sunt mai mari, cu atât eficacitatea acestor utilaje este mai mare.

Funcționarea absorberelor cu barbotare (coloane cu talere perforate, coloane cu talere cu clopoței sau cu valve) se bazează pe dispersarea fazei gazoase sub formă de bule în straturile de absorbant existente pe talere.

În absorberele peliculare, absorbantul curge sub formă de film subțire prin fascicule de țevi, straturi sau umplutură în contracurent cu faza gazoasă. Din această categorie fac parte coloanele cu umplutură și utilaje tip schimbător de căldură cu fascicul de țevi.

Coloanele cu umplutură se utilizează cel mai frecvent în absorbție. Coloana cu umplutură este un corp cilindric vertical în interiorul căruia se găsesc straturi de umplutură sprijinite pe grătare, dispozitive pentru distribuția și redistribuirea absorbantului. Faza lichidă este distribuită la vârful coloanei printr-un dispozitiv

de distribuție și curge sub formă de film subțire pe suprafața umpluturii în sens descendent, iar la ieșirea din fiecare strat de umplură este redistribuită. În contracurent cu absorbatul, prin golurile straturilor de umplură circulă faza gazoasă. Contactul dintre faze este continuu, concentrația solutului variază continuu pe înălțimea coloanei. Dintre aparatele pentru absorbție cea mai largă utilizare o au coloanele cu umplură și cele cu talere. Aceste coloane diferă prin modul de contactare a fazelor: diferențial (coloane cu umplură) sau în trepte (coloane cu talere).

Alegerea tipului de coloană depinde de mai mulți factori care pot fi grupați astfel:

- caracteristici constructive
- factori hidrodinamici
- caracteristicile fazelor participante

Coloanele cu umplură au o serie de avantaje comparativ cu cele cu talere:

- înălțime mai mică decât coloanele cu talere echivalente;
- se curăță foarte rar (numai la reviziile anuale);
- rezistență hidrodinamică mică;
- transfer de masă mai bun când determinant de viteză este transferul prin faza gazoasă;
- valori mari ale eficacității;
- pot prelucra sisteme puternic corosive;
- costul de investiție este mai mic decât pentru coloane cu talere;
- pot prelucra sisteme care spumează deoarece posibilitatea formării spumei este redusă;
- pot prelucra sisteme cu impurități mecanice fără pericolul înfundării;
- pot prelucra sisteme cu viscozitate mare.

Având în vedere avantajele coloanelor cu umplură și proprietățile sistemului gazos ce trebuie prelucrat, se folosește absorber cu umplură (fig. III.1) pentru separarea sistemului aer-amoniac.

III.2.2 Umpluturi pentru coloane

Umpluturile pentru coloane se pot împărți în 3 categorii :

- Corpuri de umplere de formă regulată;
- Corpuri de umplere de formă definită;
- Grătare.

Pentru a fi eficiente umpluturile trebuie să îndeplinească o serie de condiții:

- Să aibă suprafață specifică mare;
- Să realizeze distribuția uniformă a lichidului pe suprafața ei și o distribuție cât mai uniformă a fazei gazoase prin golurile umpluturii;
- Să aibă rezistență mică mică la curgerea fazelor;

- Să realizeze o bună amestecare a fazelor;
- Să aibă rezistență mecanică și chimică bună;
- Să fie ieftine și ușor de procurat.

Corpurile de umplere de formă neregulată sunt rar utilizate deoarece au dimensiuni diferite și, pentru a obține o mărime cât mai uniformă, este necesară sortarea atentă a lor.

Corpurile de umplere de formă definită sunt cele mai folosite în industria chimică și pot fi: inele Rasching, inele Lessing, și Berl, inele Pall, și Intalox, sfere, umpluturi cu forme speciale. Ele pot fi confecționate din materiale ceramice, plastice, oțel, carborund, sticlă și au dimensiuni diferite care sunt tipizate.

Corpurile de umplere pot fi așezate ordonat în coloane (elemente de dimensiuni mari) sau în vrac. În coloanele cu umpluturi în vrac distribuția lichidului depinde de forma și mărimea corpurilor de umplere, diametrul coloanei, înălțimea stratului și distribuția inițială. Pentru a avea o distribuție uniformă a lichidului în secțiunea a stratului de umplutură se recomandă ca diametrul nominal al corpurilor de umplere să fie de cel puțin 8 ori mai mic decât diametrul coloanei. Evitarea formării canalelor preferențiale de curgere se realizează prin turnarea uniformă a umpluturii în strat, distribuția uniformă a fazei lichide, împărțirea umpluturii în mai multe straturi.

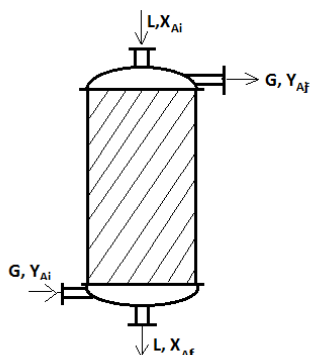
Grătarele se construiesc din lemn, materiale ceramice, plastice în formă simplă (bare paralele) sau forme complexe care permit dirijarea fluidelor. Grătarele se monteaza prin suprapunere. De obicei sunt utilizate următoarele tipuri de grătare: Koch, Sulzer, Glitsch, Spraypack, Stedman.



Pentru coloana de separare a amestecului aer-amoniac, umplutura este din inele Raschig ceramice cu dimensiunile 25x25x3 mm.

III.2.3. Bilanț de materiale în coloana de absorpție

Se întocmește în vederea determinării consumului de absorbant (apă), necesar precum și a concentrației amoniacului în faza lichidă la ieșirea din coloană.



G-debit molar de gaz inert (aer);

L- debit molar de absorbant (apă);

Y_{Ai}, **Y_{Af}** – concentrația solutului inițială (i) și finală (f) în faza gazoasă- rapoarte molare;

G_{intrare} = **G_{ieșire}** = constant.

La baza coloanei se introduce amestec gazos aer-amoniac care circulă în contracurent cu faza lichidă (apa) ce se prelinge sub acțiunea forței gravitaționale sub formă de film subțire; în urma contactării fazelor pe corpurile de umplutură are loc fenomenul de absorpție a amoniacului din faza gazoasă în faza lichidă astfel încât la baza coloanei se obține o soluție bogată în amoniac iar la partea superioară un amestec gazos cu foarte puțin amoniac.

G, **L**– debite molare de aer (gaz inert) respectiv apă (absorbant) care circulă prin coloană;

– kmoli aer/oră sau kmoli apă/oră;

– acestea rămân constante de-a lungul coloanei (nu participă la transferul de masă).

Y_{Ai}, **Y_{Af}** – concentrațiile amoniacului în faza gazoasă la intrarea și respectiv la ieșirea din coloană exprimate sub formă de rapoarte molare; – kmoli amoniac/kmoli aer.

X_{Ai}, **X_{Af}**– concentrațiile amoniacului în faza lichidă (absorbant) la intrarea și respectiv la ieșirea din coloană exprimate prin rapoarte molare;

– kmoli amoniac/kmoli apă;

Y_{Ai} > **Y_{Af}**, **X_{Af}** > **X_{Ai}**

Ecuția de bilanț pentru amoniac raportat la faza gazoasă și lichidă este:

$$N_A = G(Y_{Ai} - Y_{Af}) = L(X_{Af} - X_{Ai}), \quad \frac{\text{kmoli NH}_3}{\text{h}};$$

N_A – debitul de amoniac separat în coloană;

Pentru a putea calcula mărimile menționate la început, pornind de la datele de proiectare trebuie determinate debitele de aer, concentrațiile sub formă de rapoarte molare de la intrarea și la ieșirea din coloană a fazei gazoase.

$$\frac{Mv}{22,4 * \left(\frac{273+T}{273}\right)} \quad \frac{\text{kmoli de am. gazos}}{h}$$

$$G = \frac{Mv}{22,4 * \left(\frac{273+T}{273}\right)} * (1 - y_{Ai}), \quad \left[\frac{\text{kmoli aer}}{h}\right]$$

$$Mv = \quad [\text{m}^3/\text{h}]$$

$$y_{Ai} = \% \text{ vol} = \left[\frac{y_{Ai} \text{ m}^3 \text{NH}_3}{100 \text{m}^3 \text{am gazos}}\right]$$

$$\eta_A = \%$$

$$T_{gi} = 20^0\text{C}; T_{ai} = 15^0 \text{C}$$

$$y_{Ai} = \quad [\text{kmoli NH}_3/\text{kmoli am gazos}]$$

$$G = \quad [\text{kmoli aer/h}]$$

$$Y_{Ai} = \frac{y_{Ai}}{1-y_{Ai}} = \quad [\text{kmoli NH}_3 / \text{kmoli aer}]$$

$$Y_{Af} * G = (1 - \eta_A/100) G * Y_{Ai} \Leftrightarrow N_A = G(Y_{Ai} - Y_{Af})$$

$$Y_{Af} = (1 - \eta_A/100) * Y_{Ai} = \text{kmoli NH}_3/\text{kmoli aer}$$

$$N_A = \quad \text{kmoli NH}_3/\text{oră}$$

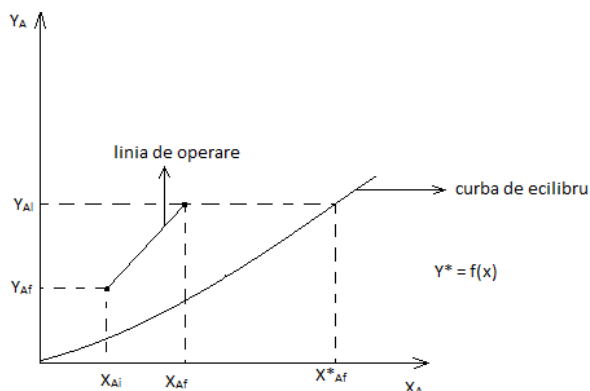
Debitul de absorbant necesar în coloană se determină funcție de consumul minim de absorbant conform relației: $L = \varphi \cdot L_{\min}$

φ – coeficientul de exces al absorbantului ($\varphi = 1,1 \dots 1,3$)

L_{\min} – Consumul minim de absorbant care se calculează pe baza ecuației de bilanț de masă corespunzătoare stabilirii echilibrului între faze în transferul de masă.

$$N_A = L_{\min}(X_{Af}^* - X_{Ai}), \quad X_{Ai} = 0$$

Pentru a determina L_{\min} din ecuația de mai sus trebuie stabilit pe cale grafică valoarea X_{Af}^* . Pentru aceasta se reprezintă în sistemul de coordonate Y_A, X_A .



Curba de echilibru pentru sistemul amoniac-apă-aer și respectiv concentrațiile amoniacului în faza gazoasă Y_{Ai} și Y_{Af} .

Curba de echilibru se trasează pe baza datelor din tabelul următor:

X(kmoli NH ₃ / kmoli apă)	0	0,0212	0,0265	0,0319	0,0530	0,0796	0,1061
Y*(kmoli NH ₃ /kmoli aer)	0	0,0160	0,0200	0,0245	0,0434	0,0703	0,1007

X_{Af}^* se obține din intersecția orizontală duse prin punctul de ordonată Y_{Ai} . Cu linia de echilibru din punctul de intersecție se citește abscisa Y_{Ai}^* ce reprezintă concentrația maximă a amoniacului în faza lichidă la ieșirea din coloană (este maximă deoarece este valoarea de echilibru în transferul de masă).

Corespunzător acestei valori maxime vom avea un consum minim de carburant.

Din grafic $X_{Af}^* =$

$$L_{\min} = \frac{N_A}{X_{Af}^* - X_{Ai}} = \quad \text{kmol apă/oră}$$

$$L = \text{kmoli apă/oră}$$

Apoi se determină pe baza ecuației de bilanț de masă concentrația amoniacului în fază lichidă la ieșirea din coloană:

$$X_{Af} = N_A/L + X_{Ai} \quad \text{kmoli NH}_3/\text{kmoli apă}$$

$$X_{Af} = \frac{N_A}{L} + X_{Ai} = \text{ kmoli NH}_3/\text{kmoli apă}$$

După calculul X_{Af} se reprezintă grafic pe același grafic și linia de operare care are ca puncte extreme următoarele ordonate: (X_{Ai}, X_{Af}) și $(Y_{Af}$ și $Y_{Ai})$.

Utilizând aceste date, se calculează debitele molare, masice, și volumice pentru amestecul gazos, amoniac, aer, apă, soluție de amoniac și concentrațiile molare, masice, volumice din cele două faze ale componentelor.

III.2.4. Bilanțul termic pentru coloana de absorbție

Se întocmește în vederea calculului temperaturii soluției amoniacale la ieșirea din coloană și la verificarea faptului că absorbția este sau izotermă.

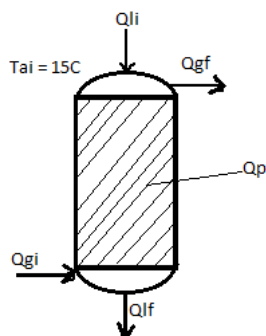
Procesul de absorbție al amoniacului în apă este însoțit de efecte termice semnificative.

Dacă temperatura amestecului lichid crește prea mult apare procesul de absorbție al amoniacului din faza lichidă, fapt nedorit. În acest caz spunem că absorbția este neizotermă. Pentru a evita apariția procesului de desorbție se apelează la răcirea în trepte a amestecului lichid imediat după absorbție.

Răcirea se realizează în schimbătoarea de căldură montate în interiorul sau exteriorul coloanei.

Dacă efectul termic al absorbției este relativ mic ($T_{af} - T_{ai} \leq 20-25^\circ\text{C}$) atunci absorbția este considerată izotermă răcirea nefiind necesară.

Conform ecuației de conservare a energiei termice suma fluxurilor de căldură intrate este egală cu suma fluxurilor de căldură ieșite.



$$\sum_i Q_{s i} = \sum Q_{s f, n}$$

$$\sum_i Q_{i, n} = Q_{s g i} + Q_{s l i} + Q_{s a b s}$$

$$\sum_j Q_{s f, n} = Q_{s g f} + Q_{s l f} + Q_{s p}$$

$Q_{s g i}$, $Q_{s l f}$ – reprezintă conținutul termic al amestecului gazos la intrarea și respectiv la ieșirea din coloană

$Q_{s l i}$, $Q_{s l f}$ – conținutul de căldură al fazei lichide la intrarea și respectiv ieșirea din coloană

$Q_{s a b s}$ – fluxul termic datorat procesului de absorbție al amoniacului în apă

$Q_{s p}$ – fluxul termic pierdut din coloana spre mediul înconjurător

$$Q_{s g i} = G \cdot T_{g i} (C_{p a e r} + Y_{A i} \cdot C_{p N H 3}) = \quad W$$

$$Q_{s l i} = L \cdot C_{p a p a (15^\circ C)} \cdot T_{a i} = \quad W$$

$$Q_{s a b s} = N_A \cdot (-\Delta H_{a b s}) = \quad W$$

$$\Delta H_{a b s} = -6,6 \cdot 10^6 \cdot 4,19 \text{ J/kmol}$$

$$Q_{s g f} = G \cdot T_{g f} (C_{p a e r} + Y_{A f} \cdot C_{p N H 3}) = \quad W$$

$$Q_{sp}=(3-5\%) \text{ din } Q_{abs}= \quad W$$

$$Q_{slf}=L \cdot T_{Af}(C_{p_{apa}(35^{\circ}C)}+X_{Af} \cdot C_{p_{ap\tilde{a}}(35^{\circ}C)})= \quad W$$

Se înlocuiesc valorile în ecuația de bilanț termic și se determină necunoscuta T_{lf} .

Cu valoarea T_{lf} calculată se determină $C_{p_{ap\tilde{a}}}$ și $C_{p_{NH_3}}$ după care folosind ecuația de calcul pentru T_{lf} se determină o nouă valoare T'_{lf} .

$$C_{p_{ap\tilde{a}}}= \quad J/Kg \cdot K; C_{p_{NH_3}}= \quad J/Kmol \cdot K$$

$$T'_{lf}= \quad = \quad ^{\circ}C$$

III.2.5. Calculul diametrului coloanei de absorbție

$$M_v = v_f \cdot \frac{\pi D^2}{4} \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 M_v}{\pi v_f}}, D = \quad = \quad m$$

Viteza fictivă reprezintă cu care se deplasează amestecul gazos (faza continuă) prin coloană. Se determină funcție de viteză de înnec, calculată cu ecuații numerice. Viteza de înnec reprezintă viteza fazei continue la care apare înnecul coloanei adică întreaga umplutura devine înversată în faza lichidă deoarece faza gazoasă susține greutatea fazei lichide.

$$v_f = (0,7 - 0,8) v_i, v_f = \quad m/s$$

$$\text{Relația de calcul pentru viteza de înnec este: } \lg\left(\frac{v_i^2 \cdot a \cdot \rho_g \cdot \eta_l^{0,16}}{g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_l}\right) = A - 1,75\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0,125}$$

$$\lg\left(\frac{v_i^2 \cdot \dots}{\dots}\right) = \dots$$

$$\lg(v_i^2 \cdot \dots) = \dots$$

$$v_i^2 \cdot \dots = 10 \dots;$$

$$v_i = \quad m/s$$

$$\rho_{g0} = M_{aer} / V_{molar}$$

a – suprafața specifică a umpluturii

$$a = 200 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

ρ_g – reprezintă densitatea gazului

ρ_l – reprezintă densitatea lichidului

$n = 50200 \text{ corpuri}/\text{m}^3 \text{ umplură}$

$$\rho_g = \rho_{g0} \cdot \frac{T_0}{T_l + T_0}; \quad \rho_{g0} = \quad \text{Kg}/\text{m}^3$$

$$\rho_g = \quad \text{Kg}/\text{m}^3$$

η_l - vâscozitatea apei

$g=9,81 \text{ m/s}^2$

ε – fracția de goluri al umpluturii

A-parametru; $A=0,022$ pentru umplutura cu inele Rasching

L/G- debite masice de apă respectiv aer; Kg/s

III .2.6. Calculul înălțimii coloanei de absorbție

Se calculează pe baza determinării înălțimii umpluturii din coloană. H_u (înălțimea coloanei de umplutură)

H_u se poate determina prin trei metode

1. Din suprafața de transfer de masă

$$A = H_u \cdot \frac{\pi D^2}{4} \cdot a \cdot f$$

f – factorul de udare al umpluturii

2. Prin utilizarea noțiunilor teoretice, înălțimea unității globale de transfer și numărul unităților globale de transfer

$$H_u = (IUT)_x \cdot (NUT)_x$$

– gaz solid-lichid

3. Utilizând noțiunile de înălțime echivalentă cu o treaptă teoretică(IETT)

$$H_u = n \cdot IETT$$

1. Calculul înălțimii umpluturii din aria de transfer de masă

Suprafața de transfer de masa se poate calcula din ecuația de transfer de masă raportate la cele două faze:

- raportată la faza gazoasă
- raportată la faza lichidă

$$N_A = K_g \cdot A \cdot \Delta Y_{A \text{ med}} = K_l \cdot A \cdot \Delta X_{A \text{ med}}$$

$$A_g = N_A / (K_g \cdot \Delta Y_{A \text{ med}}); \quad A_l = N_A / K_l \cdot \Delta X_{A \text{ med}}$$

Calculu coeficienților globali de transfer de masă; K_g și K_l

Ecuatiile de calcul de coeficient globali sunt:

$$\langle K_l \rangle_{SI} = \left[\frac{Kmol\ A}{m^2 \cdot s \cdot \frac{kmol\ A}{kmol\ apă}} \right]; \quad \langle K_g \rangle_{SI} = \left[\frac{Kmol\ A}{m^2 \cdot s \cdot \frac{kmol\ A}{kmol\ aer}} \right]$$

Ecuatiile de calcul de coeficienților globali sunt:

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{k_H}{k_l}} = \left[\frac{Kmol}{m^2 \cdot s \cdot \frac{Kmol\ NH_3}{Kmol\ aer}} \right]$$

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{k_g \cdot k_H} + \frac{1}{k_l}} = \left[\frac{Kmol}{m^2 \cdot s \cdot \frac{Kmol\ NH_3}{Kmol\ aer}} \right]$$

K_g, K_l – reprezintă coeficienții globali de transfer de masă raportate la faza lichidă și faza gazoasă.

k_H – Constanta lui Henry pentru amestecul apă-aer-amoniac = 0,75

Calculul coeficientului individual de transfer de masă din fază gazoasă.

Pentru amestecul gazos care curge printre golurile umpluturii umectate ecuația criterială a transferului de masă are forma:

$$Sh_g = C \cdot Sc_g^{0,33} \cdot Re_g^{0,8} =$$

Sh_g – reprezintă criteriul Sherwood, criteriu fundamental

C – constanta dimensională cu valoare cuprinsă între 0,1 și 0,2

Criteriul de similitudine fundamentală ale transferului de masă sunt:

$$Sh_g = \frac{k_g \cdot d}{D_g} \rightarrow k_g = \frac{Sh_g \cdot D_g}{d} =$$

d – diametrul echivalent al corpurilor de umplere, care se calculează conform relației:

$$V_p = \frac{\pi d^3}{6} \rightarrow d = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot V_p}{\pi}} = \quad m$$

$$V_p = \frac{1 - \epsilon}{n} = \quad m^3$$

D_g – reprezintă coeficientul de difuziune moleculară al amoniacului în aer. Se calculează utilizând valoarea coeficientului de difuziune moleculară a amoniacului în aer în condiții de 0°C și 1 atm. Aplicând corecția de temperatură și presiune

$$D_g = D_{g0} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} \cdot \frac{p_0}{p} = \quad m^2/s$$

$$D_{g0} = 17 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Criteriul Schmidt

$$Sc_g = \frac{\eta_g}{\rho_g \cdot D_g} =$$

Criteriul Reynolds

$$Re_g = \frac{4 \cdot q_g}{a \cdot \eta_g} =$$

q_g – fluxul masic specific de gaz inert care curge prin coloană

$$q_g = \frac{4 \cdot G}{\pi \cdot D^2} = \quad \text{kg/m}^2\text{s}$$

a – suprafața specifică a umpluturii

η_g – vâscozitatea dinamică a aerului

Se calculează Re_g și Sc_g cu ecuațiile de definiție, apoi Sh_g cu ajutorul ecuației criteriale. După care se determină K_g din ecuația de definire a Sh_g

$$k_g = \frac{Sh_g \cdot D_g}{d} = \quad \text{m/s}$$

$$k_{g(\text{din } K_g, K_l)} = \frac{k_g}{V_m} = \quad [\text{kmoli/m}^2 \cdot \text{s}]$$

$$V_m = 22,4 \cdot \frac{T_0 + T_l}{T_0} = \quad [\text{m}^3]$$

Calculul coeficientului individual de transfer de masă din fază lichidă.

Pentru faza lichidă ecuația criterială a transferului de masă pentru curgerea fazei lichide în film subțire pe corpurile de umplură are forma:

$$Sh_l = C \cdot Sc_l^{0.5} \cdot Re_l^{0.78}$$

$$Sh_l =$$

$C = 0.006$ pentru umplutura cu inele Rashig

$$Sh_l = \frac{k_l \cdot l}{D_l} \rightarrow k_l = \frac{Sh_l \cdot D_l}{l} = \quad \left[\frac{\text{m}}{\text{s}} \right]$$

l – o lungime caracteristică care se calculează cu relația:

$$l = \left(\frac{\eta_l^2}{\rho_l^2 \cdot g} \right)^{1/3} = \quad \text{m}$$

η_l, ρ_l – vâscozitatea dinamică, densitatea lichidului la T_{med} a fazei lichide.

g – accelerația gravitațională (9,81)

D_l – coeficientul de difuziune al NH_3 în faza lichidă

$$D_l = 1,8 \cdot 10^{-9} \text{ [m}^2/\text{s]}$$

$$Sc_l = \frac{\eta_l}{\rho_l \cdot D_l} =$$

$$Re_l = \frac{4 \cdot q_l}{a \cdot \eta_l} =$$

q_l – fluxul specific masic de apă din coloană

$$q_l = \frac{4 \cdot L}{\pi \cdot D^2} = \quad \text{Kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$k_l = \frac{k_l \cdot \rho_l}{M} = \quad \text{m/s}$$

Cu valorile determinate k_g și k_l se calculează coeficienții globali, K_g respectiv K_l , cu relațiile de definiție:

$$K_g = \frac{1}{\frac{1}{k_g} + \frac{k_H}{k_l}} = \quad \text{kmoli/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$K_l = \frac{1}{\frac{1}{k_g \cdot k_H} + \frac{1}{k_l}} = \quad \text{kmoli/m}^2 \cdot \text{s}$$

Calculul forțelor motrice globale ale transferului de masă

- Raportate la faza gazoasă ($\Delta Y_{A med}$)

$$\Delta Y_{A med} = \frac{Y_{ai} - Y_{af}}{\int_{\Delta Y_{af}}^{\Delta Y_{ai}} \frac{dY_a}{Y_a - Y_A^*}} \left[\frac{\text{Kmol NH}_3}{\text{Kmol aer}} \right]$$

$$\Delta Y_{A med} =$$

$$\int_{\Delta Y_{af}}^{\Delta Y_{ai}} \frac{dY_a}{Y_a - Y_A^*} = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5 =$$

$$A = [(b+B) \cdot h] / 2$$

$$A_1 =$$

$$A_2 =$$

$$A_3 =$$

$$A_4 =$$

$$A_5 =$$

Integrala de la numitorul ecuației se calculează printr-o metodă grafică cu datele determinate din tabelul de mai jos:

	Y_A	Y_A^*	$Y_A - Y_A^*$	$\frac{1}{Y_A - Y_A^*}$
Y_{Ai}				
...				
...				
...				
...				
Y_{Af}		0		

Se reprezintă grafic $\frac{1}{Y_A - Y_A^*}$ în funcție de Y_A

Cu valoarea integralei determinate grafic se calculează $\Delta Y_{A \text{ med}}$

- Raportarea la faza lichidă

$$\Delta X_{A \text{ med}} = \frac{X_{ai} - X_{af}}{\int_{\Delta X_{af}}^{\Delta X_{ai}} \frac{dX_a}{X_A^* - X_A}} ; \left[\frac{\text{Kmol NH}_3}{\text{Kmol aer}} \right]$$

$$\Delta X_{A \text{ med}} = \underline{\hspace{2cm}}$$

$$\int_{\Delta X_{af}}^{\Delta X_{ai}} \frac{dX_a}{X_A^* - X_A} = A_1 + A_2 + \dots + A_5 =$$

Pentru calculul ariei se poate aplica regula lui Simpson sau regula trapezelor.

$$A_1 =$$

$$A_2 =$$

$$A_3 =$$

$$A_4 =$$

$$A_5 =$$

	X_A	X_A^*	$X_A - X_A^*$	$\frac{1}{X_A - X_A^*}$
X_{Ai}	0			
...				
...				
...				
...				
X_{Af}				

Se reprezintă grafic $\frac{1}{X_A^* - X_A}$ în funcție de X_A

Cu ajutorul integralei determinate grafic se calculează $\Delta X_{A \text{ med}}$

Conform $N_A = K_g \cdot A \cdot \Delta Y_{A \text{ med}}$ și $N_A = K_l \cdot A \cdot \Delta X_{A \text{ med}}$ se calculează aria de transfer de masă în cele două forme:

$$N_A = \quad \text{kmoli/h;}$$

$$A_g = \frac{N_A}{K_g \cdot \Delta Y_{A \text{ med}}} = \quad \text{m}^2$$

$$A_l = \frac{N_A}{K_l \cdot \Delta X_{A \text{ med}}} = \quad \text{m}^2$$

$$H_{ug} = \frac{A_g}{\pi D^2 \cdot a \cdot f} = \quad \text{m}$$

$$H_{ul} = \quad \text{m}$$

$$H_u = \frac{H_{ul} + H_{ug}}{2} = \quad \text{m}$$

Calculul înălțimii umpluturii utilizând numărul de trepte teoretice de contact, n și r și înălțimea echivalentă cu o treaptă teoretică de contact

$$H_u = n \cdot \text{IETT} = \quad \text{m}$$

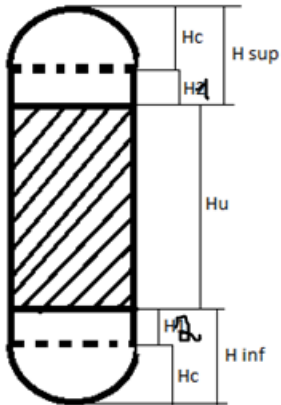
Din grafic $n =$

Mărimea IETT se poate calcula utilizând relații empirice propuse în literatură la curgerea pe o umplură cu inele Rasching.

$$IETT = 200 \left(\frac{\varepsilon}{a} \right)^{1,2} \cdot \frac{1}{v_f^{1,4}} = \quad \text{m}$$

O treaptă teoretică reprezintă acea porțiune din umplutură pe care se realizează echilibrul în transferul de masă. Numărul de trepte teoretice de contact n se determină pe baza unei metode grafice prin construirea unei succesiuni de segmente verticale și orizontale cuprinse între linia de operare și curba de echilibru între limitele (Y_{Af} , Y_{Ai}) și (X_{Ai} , X_{Af}).

III.2.7. Calculul înălțimii coloanei de absorbție



H_{sup} =înălțimea zonei superioare a coloanei

H_c = înălțimea zonei capacului coloanei

H_1 = înălțimea zonei de distribuție a fazei lichide

H_{inf} = înălțimea zonei inferioare a coloanei

H_2 = înălțimea zonei de distribuție a fazei gazoase

$$H_c = h + D/4 = \quad \text{m}$$

$$H = 0,1 - 0,15 \text{m}$$

$$H_1 = 1 - 1,5 \text{ m}$$

$$H_2 = 1,5 - 2 \text{m}$$

$$H_{sup} = H_c + H_1$$

$$H_{inf} = H_c + H_2$$

$$H_{sup} = H_c + H_1 = \quad \text{m}$$

$$H_{inf} = H_c + H_2 = \quad \text{m}$$

$$H = H_{sup} + H_u + H_{inf} = \quad \text{m}$$

III.2.8. Calculul căderii de presiune la curgerea gazului prin umplutură

Căderea de presiune pe coloana umectată se determină funcție de caderea de presiune pe coloana uscată conform ecuației:

$$\Delta p_{um} = K \cdot \Delta p_{usc} = \quad \text{Pa}$$

K =coeficient supraunitar care depinde de natura și debitul specific de absorbant, dar și de caracteristicile umpluturii.

$$K = \left(1 - 1.65 \cdot 10^{-10} \cdot \frac{a^3}{\varepsilon} - A \right)^{-3} =$$

A =parametrul de stropire

$$A = \sqrt[3]{\left(\frac{q_l}{\rho_l} \right)^2 \cdot \frac{a}{\varepsilon^3} \cdot \frac{b}{2g}} = \quad \text{m}^2$$

q_l – debit specific al fazei lichide $\text{Kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$$b = \frac{1.74}{Re_l^{0.3}} =$$

Căderea de presiune pe umplutura uscată a coloanei se calculează cu relația Kasatkim-Akonian

$$\Delta p_{\text{usc}} = \lambda * \frac{Hu}{d_e} * \rho_g * \frac{v^2}{2} = \quad \text{N/m}^2$$

$$Re_g = \frac{4 * \rho_g * v_f}{a * \eta_g} =$$

$$Re_g < 40 \rightarrow \lambda = \frac{140}{Re_g}$$

$$Re_g > 40 \rightarrow \lambda = \frac{16}{Re_g^{0.2}}$$

$$d_e = \frac{4 * \varepsilon}{a} = \quad \text{m}$$

$$v = \frac{v_f}{\varepsilon} = \quad \text{m/s}$$

III.2.9. Calculul racordurilor din coloana de absorpție

Racordurile fac legătura dintre utilajele din fluxul tehnologic prin intermediul conductelor. Racordurile sunt formate din segmente de conductă de lungime adoptată și diametru calculat și standardizat la care este sudată o flanșă pentru etanșare.

Diametrul racordului se calculează din ecuația debitului de fluid care circulă prin acel racord.

$$M_m = \rho \cdot v \cdot \frac{\pi d^2}{4} \rightarrow d = \sqrt{\frac{4 \cdot M_m}{\pi \cdot \rho \cdot v_l}} \text{ m}$$

M_m – debitul masic de fluid care circulă prin racord

ρ – densitatea fluidului la temperatura de intrare în racord

v – viteza de circulație a fluidului în racord. Se adoptă în funcție de natura fluidului care circulă prin racord:

- Dacă fluidul este un gaz $v = 10 - 20 \text{ m/s}$
- Dacă fluidul este lichid $v = 0,5 - 2 \text{ m/s}$

După calculul lui d, acesta se standardizează (se alege din stasul de racorduri valoarea imediat superioară)

- Racordul de alimentare a absorbantului

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot M_v \cdot g_{az}}{\pi \cdot v_g}} = \quad m \Rightarrow d_{STAS} = \dots x \dots \text{ mm}$$

$$v_{vapori} = \quad m/s$$

- Racordul de evacuare a aerului cu puțin amoniac din coloană

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot M_v}{\pi \cdot v_g}} = \quad [m] \Rightarrow d_{STAS} = \dots \text{ mm}$$

- Racordul de alimentare a absorbantului

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \cdot L_m}{\pi \cdot v_l \cdot \rho_l (15 \text{ grad})}} = \quad m \Rightarrow d_{STAS} = \dots \text{ mm}$$

- Racordul de evacuare a soluției amoniacale

$$d_4 = \sqrt{\frac{4 \cdot M_v}{\pi \cdot v_g}} = \quad m \Rightarrow d_{STAS} = \dots \text{ mm}$$

Lungimea racordului se adoptă în funcție de faptul următor:

- Dacă utilajul prezintă izolație termică, se adoptă l=20 cm
- Dacă utilajul nu este izolat; l=10 cm, pentru a permite accesul la flanșa racordului.

III.3 Calculul coloanei de desorbție

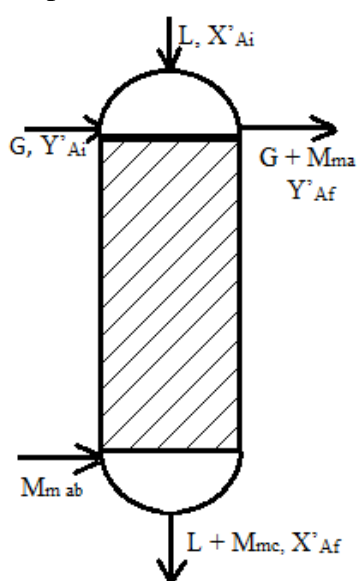
III.3.1. Bilanțul termic al coloanei de desorbție

Bilanț de masa pe coloana de desorbție

În coloana de desorbție are loc desorbția amoniacului din soluția provenită de la coloana de absorbție utilizând abur saturat de 1 ata.

Bilanțul masic întocmit pe coloana de desorbție permite calculul cantității de amoniac care trece din soluție în vapori precum și calculul concentrației finale a amoniacului în faza gazoasă la ieșirea din coloana de desorbție.

Aburul saturat are rolul de a ceda căldura necesară procesului de desorbție (M_{mc}), iar o altă parte din aburul saturat are rolul de a antrena amoniacul (M_{ma}).



$$M_{m ab} = M_{mc} + M_{ma}$$

$$Y'_{Ai} = Y_{Af}$$

$$X'_{Ai} = X_{af}$$

Se impune concentrația lui $X'_{Af}=0$ concentrația amoniacului la ieșirea din coloana de abur. Din egalitatea raportată la faza lichidă se poate calcula debitul de amoniac separat în coloana de desorbție. Debitul masic de apă care antrenează NH_3 (M_{ma}) se calculează cunoscând că 1,5 volume de abur antrenează un volum de amoniac.

$$M_{m_{abur}} = M_{mc} + M_{ma} =$$

$$N'_A = L * X'_{Ai} - (L + M_{mc}) * X'_{Af} = (G + M_{ma}) * Y'_{Af} - G * Y'_{Ai}$$

$$N'_A = (G + M_{ma}) * Y'_{Ai} - G * Y'_{Ai} = L * X'_{Ai} - (L + M_{mc}) * X'_{Af}$$

$$X'_{Ai} = X_{Af}$$

$$N'_A = L * X'_{A} = \quad \text{Kg/s}$$

Debitul masic de abur care antrenează solutul se calculeaza:

$$M_{ma} = \frac{1}{1,5} * \frac{\rho_a}{\rho_{solut}} * N'_A = [\text{kg/s}]$$

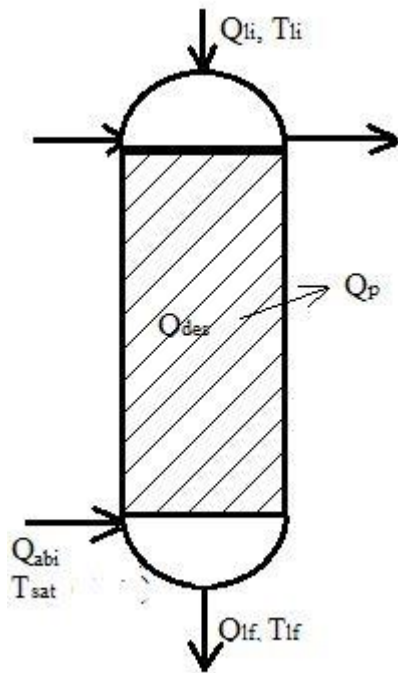
$$\rho_{solut} = \frac{M_{solut}}{22,4} * \frac{273}{273+T_{col}} = \text{Kg/m}^3$$

Cu M_{ma} calculat se determină din prima egalitate a bilanțului de masă, Y'_{Ai} .

$$Y'_{Ai} = (N'_A + G' * Y'_{Ai}) / (G' + M_{ma}) = \text{Kg solut / Kg g.in.+abur}$$

Bilanțul termic al coloanei de desorbție

Se realizează pentru a determina debitul masic de abur care condensează (M_{mc})



Conform bilanțului termic, suma conținuturilor de căldură a materialelor intrate este cu suma căldurilor a materialelor ieșite.

$$Q_{S_{ab,i}} + Q_{S_{li}} = Q_{S_{g,f}} + Q_{S_{l,f}} + Q_{S_{des}} + Q_{S_{p}}, [W]$$

$Q_{ab,s}$ - reprezintă conținutul de căldură al aburului saturat ce alimentează coloana

$Q_{sl,i}$ - reprezintă conținutul de căldură al amestecului lichid (apă-amoniac)

$Q_{sg,f}$ - reprezintă conținutul de căldură al fazei gazoase (abur-amoniac)

$Q_{sl,f}$ - reprezintă conținutul de căldură al fazei lichide (absorbantul)

Q_{sp} - reprezintă pierderile de căldură cu mediul exterior

Q_{sdes} = flux termic ce însoțește desorbția.

$$C_{p_{apa}} 60^\circ\text{C} =$$

$$C_{p_{NH_3}} = J/\text{Kg} * K$$

$$Q_{sl,i} = L' * (C_{p_{apa}} + X'_{Ai} * C_{p_{NH_3}}) * T_{li} = \text{W}$$

$$Q_{sab,s} = M_{ab} * i_{ab} = (M_{ma} + M_{mc}) * i_{ab} = \text{W}$$

i_{ab} =entalpia aburului

$$i_{ab} = C_{p_{\text{apa}}} * T_{\text{fierbere}} + r = \quad \text{J/Kg}$$

$$Q_{s,fg} = M_{ma} * i_{ab} + N'_A * C_{p_{\text{NH}_3}} * T_{gf} = \quad \text{W}$$

$$Q_{sif} = (L + M_{mc}) * i_{\text{condens}} = \quad \text{W}$$

$$i_{\text{condens}} = C_{p_{\text{apa}}} * T_f = \quad \text{J/Kg}$$

$$Q_{\text{sdesorbție}} = -Q_{\text{abs(neglijabil)}} = \quad \text{W}$$

$$Q_{sp} = 3-5\% * Q_{\text{sced}} = \quad \text{W}$$

$$Q_{\text{sced}} = M_{mab} * i_{ab} = (M_{ma} + M_{mc}) * i_{ab} = \quad \text{W}$$

$$M_{mc} = \frac{\quad}{\quad} =$$

Proprietățile aburului saturat alimentat în coloana de desorbție se iau la presiunea dată în proiect.

$$C_{p_{\text{NH}_3}} = A + b * T + c * T^2 \text{ cal/mol} * c$$

$$a = 35.26, b = 26.4 * 10^{-3}, c = 0;$$

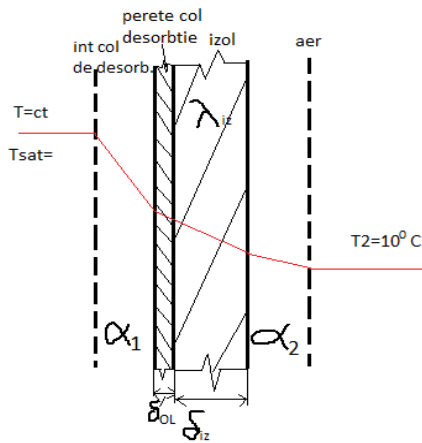
$$T = 60^\circ \Rightarrow C_{p_{\text{NH}_3}} =$$

$$T = 100^\circ \Rightarrow C_{p_{\text{NH}_3}} =$$

$$M_{mab} = M_{ma} + M_{mc} = \quad \text{Kg/s}$$

III.3.2. Calculul izolației termice a coloanei de desorbție

Coloana de absorbție și desorbție trebuie izolate termic, pentru a se evita pierderile de căldură, dar și din motive de securitate a muncii.



Izolația termică se realizează cu material izolant: vata de sticlă

Se adoptă grosimea izolației $\delta_{iz}=(0,15\div 0,20)$ m.

Fluxul termic pierdut pe coloană se determină cu relația:

$$Q_{Siz} = K_{iz} * A * \Delta T_{med} = 0.04983 * 18.2937 * 90 = 79.086 \text{ W}$$

K_{iz} - coeficientul global de transfer de căldură prin coloana izolată; α

$$K_{iz} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{ab}} + \frac{\delta_{OL}}{\lambda_{OL}} + \frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}} + \frac{1}{\alpha_{aer}}}$$

Deoarece $\alpha_{ab} = 10000 \text{ W/m}^2 \text{ K} \Rightarrow 1/\alpha_{ab} = 0(10^{-4})$

$$\frac{\delta_{OL}}{\lambda_{OL}} = 0(10^{-4})$$

Pe când $\frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}}$ și $\frac{1}{\alpha_{aer}}$ sunt mult mai mari.

$\lambda_{iz} = 10^{-2} \text{ W/m.grad}$ și $\alpha_{aer} = 10 \text{ W/m}^2 * \text{grad}$

Primele 2 rezistențe se pot neglija, a.î.:

$$K_{iz} = \frac{1}{\frac{\delta_{iz}}{\lambda_{iz}} + \frac{1}{\alpha_{aer}}} = =$$

$$\alpha_{aer} = 9,74 + 0,07 (T_{p2} - T_{aer}) = \text{W/m}^2 * \text{K}$$

$T_{p1} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ deoarece rezistențele de partea aburului și oțelului sunt neglijabile.

Pentru a putea determina valoarea lui T_{p2} se egalează fluxul termic transmis conductiv prin peretele izolației cu cel transferat convectiv de partea aerului.

$$\frac{\delta_{OL}}{\lambda_{OL}} (T_{sat} - T_{aer}) = \alpha_2 (T_{p2} - T_{aer}) \text{ W/m}^2$$

$$0,07 T_{p2}^2 + [9.74 - (0.07 * 2) * T_{aer} + \frac{\lambda_{iz}}{\delta_{iz}}] T_{p2} + 0.07 * T_{aer}^2 - 9.74 * T_{aer} - \frac{\lambda_{iz}}{\delta_{iz}} * T_{p1} = 0$$

$$a T_{p2}^2 + b * T_{p2} + c = 0$$

$$T_{p2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2 * a}$$

$$A = \pi (D_{col} + 2 * \delta_{iz}) * H = \text{m}^2$$

$$\Delta T_{med} = \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_{sp}=3-5\% * Q_{sced}=4\% * Q_{sced} =$$

Se verifică dacă: $Q_{siz} < Q_{sp}$

III.4. Dimensionarea pompei centrifuge

Se dimensionează pompa centrifugă care transportă soluție amoniacală rezultată din coloana de absorbție și depozitată într-un rezervor de așteptare în coloana de desorbție, după ce această soluție a trecut printr-un recuperator de caldură.

Dimensionarea constă în calculul puterii pompei:

$$P = \frac{\Delta p_{tot} * M_v}{1000 * \eta_T} = \text{ kW}$$

Δp_{tot} – cantitatea totală de energie imprimată unității de volum de lichid care trebuie transportată.

$$\Delta p_{tot} = \quad \text{ Pa}$$

M_v – debitul volumic de soluție amoniacală transportat;

η_T – randamentul total de transport

$$\eta_T = 0,7 \div 0,8 = 0.75$$

Se utilizează pentru transport o pompă centrifugă deoarece aceasta debitează uniform, permite reglarea debitului prin amplasarea unui robinet pe conducta de refulare prezintă siguranță în funcționare. Poate transporta soluții corozive.

$$M_v = L_v + N_{Af} = \quad \text{ m}^3/\text{s}$$

$$N_{Af} = L * X_{Af} =$$

$$\Delta p_{tot} = \Delta p_{static} + \Delta p_{dinamic} + \Delta p_{geom} + \Delta p_p = \quad \text{ Pa}$$

Δp_{static} – cădere de presiune statică

$\Delta p_{dinamic}$ – cădere de presiune dinamică (En. Cinetică)

Δp_{geom} – cădere de presiune geometrică (En. Potențială)

$$\Delta p_{static} = p_2 - p_1 = p_0 - p_0 = 0$$

$$\Delta p_{dinamic} = \frac{\rho v_2^2}{2} = \quad \text{ Pa}$$

$$v_2 = \frac{4M_v}{\pi d^2} = \quad \text{ m/s}$$

d-diametrul conductei de transport=diametrul standardizat al racordului de intrare al fazei lichide al coloanei de desorbție

$$\Delta p_{geom} = \rho * g * \Delta H$$

$$\Delta p_{geom} = \quad \text{ Pa}$$

$$\Delta H = m$$

$$\Delta p_p = \Delta p_f + \Delta p_{rl} + \Delta p_{sch} = \quad \text{Pa}$$

$$\Delta p_f = \lambda \frac{L}{d} * \frac{\rho_1 * v_2^2}{2} = \quad \text{Pa}$$

λ – coeficientul de frecare. Se determină grafic din diagrama lui Moody funcție de criteriul Re și d/e .
 e – pentru conducte cât mai rugoase. 0,67mm și chiar mai mult (0,7)

$$\frac{d}{e} = \text{inversul rugozității absolute}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho_1 * v * d}{\eta_1} =$$

$$\eta_1 = \quad \text{Pa s}$$

L = lungimea traseului pe conductă

$$\Delta p_{rl} = \sum_i \zeta_i * \frac{\rho_1 * v_2^2}{2} = \quad \text{Pa}$$

Avem:

- 4 coturi drepte $\Rightarrow \zeta_1 =$
- 2 robinete de probă $\Rightarrow \zeta_2 =$
- 1 diafragmă $\Rightarrow \zeta_3 =$
- 1 intrare + 1 ieșire din conductă $\Rightarrow \zeta_4 =$

$$\Delta p_{sch} = 5000 \text{ Pa}$$

Se adoptă un coeficient de siguranță a puterii:

β – coeficient de siguranță

$$P_{inst} = \beta * P = \quad \text{KW}$$

III.5. Calculul rezervoarelor

Rezervoarele se dimensionează în funcție de timpul dorit de depozitare, de volumul de substanță depozitată.

Se dimensionează rezervorul pentru depozitarea soluției amoniacale rezultate din coloana de absorbtie

Se adoptă timp de depozitare: $t=3h=10800$ s

$$V=Mv*t= \quad m^3$$

Se adoptă un coeficient de umplere a rezervorului: $\phi = 0,7 \div 0,8$

$$V_{rez} = \frac{V}{\phi} = \quad m^3$$

$$V_{rez} = \frac{\pi D^3}{4} * a, \Rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4*V_{rez}}{\pi*a}} = \quad m$$

Se adoptă raportul $\frac{H}{D} = a = (1,5 \div 2,5) = 2(a) \Rightarrow H = a*D = \quad m$

V.Bibliografie

1. LD Horoba, I Mamaliga, ET Iacob Tudose, AI Moise, C Lisa, MT Nechita, Fenomene de transfer și operații unitare-Îndrumar de proiectare, Editura Universității Tehnice “Gheorghe Asachi” din Iași, 2023.
- 2.

.....